

UNIVERSIDAD **NACIONAL** DE COLOMBIA
SEDE MANIZALES

EVALUACIÓN Y SIMULACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GLUCOSA A PARTIR DEL PLÁTANO Y SUS RESIDUOS COMO ALTERNATIVA COMPETITIVA EN EL MERCADO NACIONAL

Sergio H. Duque Quinaya

Universidad Nacional de Colombia sede Manizales

Facultad de Ingeniería y Arquitectura

Instituto de Biotecnología y Agroindustria

Manizales

2014

Evaluación y Simulación de la Producción de Glucosa a Partir del Plátano y sus Residuos como Alternativa Competitiva en el Mercado Nacional

Sergio H. Duque Quinaya

TESIS

MAESTRÍA INVESTIGATIVA – INGENIERÍA QUÍMICA

Director

PhD. Msc. Ingeniero Químico, Carlos Ariel Cardona Alzate

Línea de Investigación

Ingeniería de Procesos Químicos y Biotecnológicos

Grupo de Investigación

Procesos Químicos Catalíticos y Biotecnológicos

Universidad Nacional de Colombia sede Manizales

Facultad de Ingeniería y Arquitectura

Instituto de Biotecnología y Agroindustria

Manizales

2014

Evaluation and Simulation of Glucose Production from Plantain and Its Wastes like Competitive Alternative in the Local Market

Sergio H. Duque Quinaya

THESIS

INVESTIGATIVE MASTER – CHEMICAL ENGINEERING

Director

PhD. Msc. Ingeniero Químico, Carlos Ariel Cardona Alzate

Research Line

Chemical Process and Biotechnological Engineering

Research Group

Chemical, Catalytic and Biotechnological Process

Universidad Nacional de Colombia sede Manizales

Facultad de Ingeniería y Arquitectura

Instituto de Biotecnología y Agroindustria

Manizales

2014

Evaluation and Simulation of Glucose Production from Plantain and Its Wastes like Competitive Alternative in the Local Market

Sergio H. Duque Quinaya

THESIS

INVESTIGATIVE MASTER – CHEMICAL ENGINEERING

Director

PhD. Msc. Ingeniero Químico, Carlos Ariel Cardona Alzate

Research Line

Chemical Process and Biotechnological Engineering

Research Group

Chemical, Catalytic and Biotechnological Process

Universidad Nacional de Colombia sede Manizales

Facultad de Ingeniería y Arquitectura

Instituto de Biotecnología y Agroindustria

Manizales

2014

RESUMEN

La glucosa es una materia prima y un producto importante a nivel mundial, cumple funciones directas como ingrediente en alimentos o como reactivo para la producción de compuestos con un mayor valor agregado desde combustibles, compuestos alimenticios hasta biopolímeros entre otras alternativas. La producción de glucosa está centrada en países como Estados Unidos y China logrando transacciones alrededor de 1 millón de toneladas de glucosa en baja fructosa, mientras otros países como Colombia requieren de importaciones que cubran alrededor del 95% de la demanda nacional. En este trabajo se evaluó la posibilidad de producir glucosa a nivel industrial considerando varias escalas de producción (1, 5 y 26 toneladas mensuales), se consideró la evaluación con base a características fundamentales para entender completamente el proceso y se consignaron en 8 capítulos que consideran: La logística, Experimentación y pilotaje, Adecuación, Transformación, separación, evaluación de la cáscara, evaluación económica, Impacto ambiental. Se desarrollaron tanto simulaciones como evaluaciones matemáticas de los equipos, y requerimientos necesarios para el desarrollo del proceso. Como resultados se encontraron costos de proceso de 2329 pesos por kg, ingresos promedios de mil millones de pesos anuales para una escala de 26 toneladas, posibilidad de generar 17 empleos directos con apoyo a 38 asociaciones. Además se encontró que Manizales era la mejor ubicación para la planta, el proceso puede producir también 840 kg/mes de ácido glutámico. El rendimiento final de producción de glucosa obtenido fue de 226 kg de glucosa por tonelada de plátano. Al final se obtuvo un proceso con tecnologías simples para obtener un producto multi-transformable de valor agregado como base para una biorefinería.

Palabras clave: Plátano, Diseño de procesos, Eje cafetero, Glucosa, Simulación, cáscara, pulpa.

ABSTRACT

Glucose is an important raw material and product around the world. This has direct functions as food ingredient or reagent for value-add compounds production, from fuels, food compounds up to biopolymers among others. The glucose production is centered in countries like United States and China, this allows transactions by about 1 million tons of glucose with low fructose. Otherwise countries as Colombia require of importations to cover around 95% of national demand. In this work the feasibility to produce glucose to industrial level was evaluated considering several productions scales (1, 5 and 26 tons monthly). The key features were considered to the assessment in order to understand completely the process. The features were recorded in 8 chapters which consider: Logistic, Lab and pilot level experiments, adequacy, transformation, separation, peel evaluation, economic and environmental assessment. Simulations, mathematical evaluation of equipment and the fundamental requirements for the process development were made. Process cost of 1.1 USD per kg, average income of 480 thousand dollars per year to scale of 26 tons per month, the possibility of generate 17 direct jobs with the support to 38 associations were founded as results. Additionally, results like Manizales as the best plant location and 840 kg of glutamic acid per month produced by the glucose process were founded. The final yield of glucose production was 226 kg per ton of plantain. At the end, a process with simple technologies with a multi-transformable value add product like a base of biorefinery was obtained.

Key words: Plantain, Process design, Coffee Zone, Glucose, Simulation, peel, pulp.

AGRADECIMIENTOS

Luego de 2 años de esfuerzo buscando desarrollar la base para un proyecto nuevo en el país que permita ser el pilar de una biorefinería y el aprovechamiento de las materias primas, se han encontrado los resultados deseados que dan pie para avanzar un poco más sobre los sueños.

“El mundo es producto de nuestra imaginación, depende de nosotros que tan bien pintamos lo que queremos” Sergio D.

Quiero agradecer ante todo a mi Dios por la fortaleza y la paciencia, a mi familia por el apoyo incondicional, a la mujer más divina y el amor de mi vida Victoria Parra. Agradecerle a Juan David Cardona por la ayuda en todo momento y su excelente trabajo, a Maria Denir y Sandra por su disposición para entenderme y colaborarme. Al grupo de investigación de Alimentos Frutales, la Universidad Nacional de Colombia por creer en mí y otorgarme la beca de estudiante sobre saliente de posgrado.

Agradecimiento especial al Grupo de Investigación en procesos Químicos Catalíticos y Biotecnológicos, concretamente a Julián Quintero por acogerme en el grupo y ser un guía, a Javier Mauricio Naranjo por la paciencia y Ivonne Ximena Cerón por sus consejos. Finalmente a un gran director Carlos Ariel Cardona Alzate.

CONTENIDO

	Página
<u>INTRODUCCIÓN</u>	7
Pulpa de plátano	7
Cáscara de plátano	9
<u>HIPOTESIS</u>	11
Objetivos	11
<u>MARCO TEORICO</u>	12
Composición	12
Glucosa	14
Material Lignocelulósico	15
Otros productos de valor agregado	17
<i>Referencias</i>	18
<u>MATERIALES Y METODOS</u>	23
Materias primas	23
Desarrollo de la Hidrólisis de Almidón	24
Modelamiento Matemático y reología	24
Simulación de Material Lignocelulósico	25
Descripción del Proceso Para Material Lignocelulósico	25
Procedimiento de simulación	26
Análisis Económico	26
Análisis Ambiental	27
<i>Referencias</i>	27
<u>CAPITULO 1 (Logística de Materia Prima)</u>	29
Logística de suministro de materia prima	29
CO ₂ generado en la logística	42
<i>Referencias</i>	44
<u>CAPITULO 2 (Experimentación)</u>	46
Experimentación sobre la pulpa de plátano	46
Experimentación sobre la cáscara de plátano	63
<i>Referencias</i>	66
<u>CAPITULO 3 (Adecuación)</u>	69
Cantidad de materia prima a transportar	69
Almacenaje	70
Pelado	73
Lavado	73
Molienda de pulpa de plátano	74
<i>Referencias</i>	76
<u>CAPITULO 4 (Transformación)</u>	77
Balances de materia	77
Dimensiones del reactor	79
Potencia de mezclado	82
Energía	85
<i>Referencias</i>	89
<u>CAPITULO 5 (Separación)</u>	90
Filtración	90

Centrifugación	93
Evaporación	95
<i>Referencias</i>	97
<u>CAPITULO 6 (Cáscara de plátano)</u>	98
Aprovechamiento de cáscara	98
Simulación de pretratamiento y producción de xilasas		101
Simulación producción de etanol	102
Producción de Metano, Hidrogeno y Etanol	103
<i>Referencias</i>	106
<u>CAPITULO 7 (Evaluación Económica)</u>	109
Cambio de Costos con el tiempo	109
Cronograma de trabajo	111
Costos variables	112
Costos de Energéticos y de Agua	115
Ventas de Glucosa	116
Costos Fijos	117
Costos variables con el lugar	119
Balance	120
<i>Referencias</i>	124
<u>CAPITULO 8 (Impacto Ambiental)</u>	126
Impacto Ambiental de las Escalas	126
Emisiones de CO ₂	128
Cáscara de Plátano	130
<i>Referencias</i>	132
<u>CONCLUSIONES GENERALES</u>	133
Anexo I	134

INTRODUCCION

1. PULPA DE PLÁTANO

Colombia alcanzó para el 2011 una producción de 3.3 millones de toneladas de plátano [1] (*clase AAB, variedad Hartón*) [2] representadas en 350 mil hectáreas [3], siendo el quinto productor de plátano a nivel mundial comparado con Uganda con 9.2 millones de toneladas [1]. Adicionalmente, las hectáreas de producción de plátano aumentaron alrededor del 21% desde el 2008. La región cafetera en Colombia presenta la producción más significativa, en especial de plátano de consumo interno con 18.65% de la producción, seguida por el Tolima, Meta y Antioquia con 9%. La zona del Urabá en Antioquia se encarga de plátano de exportación [4]. De la producción total de plátano el 12% son pérdidas y el 1% es aprovechado por la industria para su transformación [5].

Desde un punto de vista comparativo, el plátano desaprovechado y perdido (12%) representa alrededor de 126 mil toneladas de almidón disponibles en comparación con el banano de residuo (6.67%) el cual representa 142 mil toneladas de banano, el cual contiene 26 mil toneladas de almidón [6]. Sin embargo, se debe aclarar que el plátano perdido y desaprovechado no está totalmente disponible a comparación del banano de residuo.

La glucosa puede ser obtenida por la transformación bioquímica del almidón u otros carbohidratos. Dentro de los productos agroindustriales con mayor cantidad de almidón en Colombia encontramos el plátano (Tabla 1). La cantidad de plátano de segunda producido lo ubica como una potencial materia prima para la producción de glucosa sin afectar el principio básico de seguridad alimentaria, ya que se puede transformar un producto agroindustrial básico en productos alimenticios de valor agregado por diferentes vías, tanto bioquímicas como químicas teniendo como columna vertebral la producción de glucosa.

Tabla 1. Composición y producción anual de material amiláceo en Colombia [1].

Materia prima	Celulosa	almidón	grasa	Azúcares	Agua	Proteína	ceniza	Producción Anual (ton)
pulpa de banano	0.80	18.40	0.62	2.1	74.45	3.10	0.53	2136110
pulpa de plátano	2.40	35.66	0.38	1.85	57.37	1.15	1.19	2957360
pulpa de yuca	0.59	26.24	0.30	1.09	69.31	0.79	1.68	2264460
pulpa de maíz	7.90	58.08	3.48	2.10	19.00	8.34	1.10	1498270
pulpa de ñame	0.56	12.10	0.06	3.23	79.90	3.31	0.84	346986
pulpa de papa	0.05	24.00	0.35	0.12	74.42	0.62	0.44	1998250

Los principales productos agroindustriales con mayor cantidad de almidón y azúcares se describen en la tabla 1. Se puede observar como el maíz tiene mayor cantidad de almidón, seguida por el plátano (Hartón) con una cantidad de almidón de 35.7% pero la producción de este último es aproximadamente el doble. Por lo tanto, La importancia del plátano radica en que su contenido de

almidón, en especial en estado verde (etapa 1), es mayor con respecto a las demás etapas de maduración [7], y su producción permite la obtención de importantes cantidades de glucosa.

Tabla 2. Costos de venta al por menor en centrales de abastos de Colombia [8]

Materia prima	Costo (pesos)/kg
banano	680-800
plátano	800-950
yuca	750-893
maíz	1180-1400
ñame	1010-1200
papa	680-800

Respecto a los precios (venta al público) de los principales productos agroindustriales ricos en almidón a nivel comercial (tabla 2), los precios más competitivos corresponden a papa y banano. Sin embargo, el plátano debido a su cantidad de almidón, humedad y precio promedio entre los demás compuestos amiláceos lo expone como una alternativa interesante de aprovechamiento. En promedio, el costo de producción de plátano ronda los 300 pesos para grandes zonas de producción [9], lo que muestra una ventana de costos manejable y que beneficia el proceso de producción de glucosa si la demanda de materia prima es considerable.

La importancia de la glucosa radica en que se considera una materia prima esencial y multi-transformable para la obtención de otros compuestos, que pueden ser definidos en función de los microorganismos disponibles y las rutas metabólicas inherentes en ellos sin contar las transformaciones no fermentativas. Entre algunos de los compuestos que se pueden obtener a partir de glucosa de forma fermentativa están: ácido láctico, ácido succínico, ácido propiónico, ácido itacónico, ácido glutámico [10], ácido corísmico, ácido evérnico, ácido vulpínico y fructosa por isomerización [11]. Cada uno de estos compuestos transformables fácilmente en otros ya sea por una ruta química simple o utilizando metabolismos, lo cual refleja la gran variedad de productos que se pueden derivar de una molécula de glucosa, generando analogía con el petróleo. Respecto a las rutas químicas se pueden obtener: HMF, Ácido glucárico, ácido glucónico, Sorbitol, Glucopiranosas, Glucopiranósido, entre otros [10].

La glucosa adicionalmente tiene usos directos como espesante, saborizante de baja intensidad, en confitería, así como un agente que permite alterar las propiedades térmicas de otros compuestos alimenticios. En Colombia el mercado de la confitería está en crecimiento y su costos está fuertemente ligado al cacao, el azúcar y la glucosa, de tal manera que las empresas están invirtiendo en investigación y desarrollo con el fin de aumentar la competitividad [12]

Colombia importó en el 2012 glucosa por un valor de 3.5 millones de euros y un promedio de 5500 toneladas/año los últimos 3 años [13], y sólo se exportaron 58 toneladas por un valor de 52 mil dólares. Los aranceles para la importación de glucosa son del 20%, y de acuerdo los tratados de libre comercio presentan un desmonte gradual a 10 años [14]. Respecto al mercado de la glucosa,

China exportó 358 mil toneladas de glucosa con menos de 20% fructosa en el 2009, representadas en un valor de 142 millones de dólares. [15]

El mayor azúcar producido en Colombia es sacarosa con 2.9 millones de toneladas. Este compuesto está conformado por moléculas glucosa y fructosa, y se obtiene principalmente de la caña de azúcar la cual se produce en una cantidad de 22.7 millones de toneladas [1]. La glucosa puede ser obtenida de la sacarosa mediante inversión ya sea enzimática o ácida [16], sin embargo, la inversión genera un jarabe rico en fructosa, la cual interfiere con la necesidad de un jarabe con alta concentración de glucosa o concentración de glucosa solamente. El jarabe invertido de sacarosa se procura obtener de manera enzimática con el fin de reducir subproductos polimerizados y aumentar la conversión, ya que la utilización de catalizador ácido sólo permite lograr hasta 30% de inversión [17]. Dado lo anterior generalmente se utiliza invertasa, pero en una comparación del costo de la enzima respecto a la enzima utilizada para tratamiento de almidón, la invertasa con actividad de 300 U/mg alcanza un costo de 168 dólares por 100 mg en comparación con alfa amilasa con actividad de 1500 U/mg y un costo de 60.4 dólares por 100 mg [18].

En este sentido es importante evaluar los costos de proceso para la producción de glucosa a partir de plátano con baja cantidad de fructosa, considerando especialmente diferentes escalas y sus correspondientes demandas de materia prima. Diferentes escalas de producción implican problemas particulares en el proceso, como son la relación de pérdidas de material, requerimientos energéticos y de espacio para almacenamiento, pérdidas de calor en el proceso, distribución del material en los reactores, número de batches, consumos de potencia, tiempos de operación, entre otras consideraciones que generan variaciones en los costos de producción que indican la verdadera rentabilidad del proceso.

2. CÁSCARA DE PLÁTANO

Una vez obtenida la glucosa a partir de plátano y generar como subproducto principal la cáscara, existe la necesidad de aprovechamiento y producción de compuestos con valor agregado. En especial se proponen productos que aporten a soportar el constante incremento de la demanda energética, como el caso de los combustibles. Estos requieren de la evaluación de alternativas más baratas. Entre algunas alternativas, la cáscara de plátano es una buena opción debido a su producción y costos.

La cáscara de plátano está compuesta por una matriz lignocelulósica, la cual consiste de lignina, hemicelulosa y celulosa. La celulosa puede ser transformada a azúcares para la producción de componentes de valor agregado por fermentación. Por lo tanto, es necesario llevar a cabo un pretratamiento con el fin de acceder a la celulosa y la hemicelulosa para producción de estos azúcares [19]. El Pretratamiento ácido y térmico es usado para exponer estos componentes. Adicionalmente, los subproductos del pretratamiento del material lignocelulósico dan la posibilidad de usar las fracciones solubles resultantes del corte de la hemicelulosa con el fin de incrementar los rendimientos de los productos finales. De cualquier manera, es necesario neutralizar y detoxificar los productos del pretratamiento debido a la calidad y tipo de componentes inhibidores (hidroximetilfurfural y furfural) en el proceso que dificultan la utilización

óptima de azúcares directamente expuestos. Estos componentes inhibidores han conducido a la evaluación de alternativas de procesamiento, especialmente en la fermentación, en la cual se utilizan microorganismos tolerantes para producir importantes metabolitos secundarios.

Dentro de estos metabolitos secundarios, el Biogás, específicamente el metano es una alternativa para generar energía directamente de la cáscara de plátano, así como el etanol y el hidrogeno que requieren de una combustión subsecuente para liberar el poder calorífico asociado con cada componente.

Considerando el etanol como uno de los metabolitos más atractivos y fáciles de obtener de forma fermentativa, su producción en Colombia es lograda principalmente en ingenios de caña de azúcar (225,560 hectáreas) [20, 21]. Sin embargo, debido al incremento de la producción, la producción de etanol puede ser considerada y evaluada a partir de materias primas alternativas como yuca y remolacha azucarera. Así mismo Colombia logró una producción de 1000 metros cúbicos de etanol por día [21]. En 2012 un promedio de 369.7 mil litros [21] fue logrado con el fin de cubrir el 82% de la demanda a nivel nacional[20], mostrando una producción proyectada de 387.8 mil litros para los primeros 5 meses en el 2013. Con el fin de garantizar la rentabilidad, el gobierno regula el precio del etanol a \$0.93 dólares por litro, aproximadamente 40% por encima del precio internacional (\$ 0.66 USD/L [3]). Además, el costo de la producción de etanol de caña de azúcar está entre \$0.22 y 0.39 dólares por litro, por lo cual se requiere evaluar nuevas alternativas con el fin de reducir este costo [23, 24].

La producción de alcohol a partir de residuos agroindustriales ha sido ampliamente estudiada con el fin de encontrar alternativas para la producción de biocombustible sin afectar el principal uso de los productos agropecuarios como es la alimentación. Por lo tanto, la abundancia y el bajo costo son las principales características de estos residuos agroindustriales [19]. Por tal razón, bagazo de caña y cascarilla de arroz entre otros son los residuos más estudiados, obteniéndose rendimientos de etanol entre 74.6 y 292.5 litros por tonelada y costos entre \$0.58 y \$0.76 dólares por Litro [25] proyectando un interés importante hacia otros residuos como la cáscara de plátano.

Una buena alternativa para evaluar la proyección del uso de la cáscara de plátano es la utilización de simulación de procesos. La simulación considera todas las etapas correspondientes incluyendo el pretratamiento necesario, así como la interacción de los componentes claves que permiten los cambios de pH, los componentes tóxicos y los productos deseados. Esto nos permite al final considerar la factibilidad de la materia prima en comparación con otras para ser aprovechada con este objetivo.

Dado el potencial del plátano como materia prima para la producción de glucosa, el objetivo de esta tesis es por lo tanto evaluar las características principales de la producción a partir de la pulpa y aprovechamiento de la cáscara como subproducto de la utilización del plátano en este proceso. Esto permitirá entender los requerimientos del proceso para conseguir un producto adecuado y competitivo, así como ofrecer una alternativa rentable y proporcionada para dar un valor agregado al plátano como producto agroindustrial y generar una alternativa para mayores ganancias.

HIPÓTESIS

Se puede producir glucosa a partir de plátano de una manera rentable, ambientalmente amigable y en cantidades suficientes para su uso en escala industrial. Lo anterior permitirá mayores ingresos que los obtenidos por venta normal de plátano.

OBJETIVOS

Objetivo General

Analizar la producción de glucosa como producto de la transformación del plátano y el aprovechamiento de sus residuos como alternativa competitiva en Colombia.

Objetivos específicos

Evaluar y establecer las condiciones de operación de planta para desarrollar un proceso comercial de producción de glucosa.

Evaluar las características de los equipos de pretratamiento, transformación y separación para la operación y obtención de glucosa.

Evaluar tecno-económicamente los requerimientos para el suministro, transformación del plátano y entrega de la glucosa como producto final.

Plantear las mejoras al proceso de glucosa evaluado que permitan hacerlo viable económicamente.

Analizar alternativas para el uso de subproductos del proceso de producción de glucosa a partir del plátano y sus residuos como son la cascara y el vástago, y evaluar mediante simulación su uso.

MARCO TEORICO

1. COMPOSICION

La composición del plátano es uno de los factores clave para considerarlo potencial materia prima para la producción de glucosa. La tabla 3. Muestra la composición específica de la pulpa de plátano en base húmeda.

Tabla 3. Composición de la pulpa de Plátano verde consolidado con base en la literatura [26-33].

COMPONENTE	%	COMPONENTE	%
Humedad	57.30	Almidón	33.88
Materia seca		Amilosa	9.65
Proteína	1.32	Amilopectina	24.23
Leucina	0.09	Fibra	3.52
Valina	0.07	Celulosa	1.09
Thr (treonina)	0.07	Hemicelulosa	1.08
Phe (fenilalanina)	0.07	Lignina	1.35
Ile (Isoleucina)	0.05	Azúcares	2.77
Lys (Lisina)	0.04	Glucosa	0.62
His (Histidina)	0.03	fructosa	1.08
Trp (Triptófano)	0.02	Sacarosa	1.08
Met (Metionina)	0.01	Cenizas	0.88
		potasio (K)	7.36E-01
Glu (Acido glutámico)	0.25	magnesio (Mg)	6.30E-02
Asp (Acido Aspartico)	0.19	Calcio (Ca)	1.15E-02
Gly (Glicina)	0.09	Sodio (Na)	1.78E-03
Ala (Alanina)	0.08	Hierro (Fe)	7.92E-04
Ser (Serina)	0.08	fosforo (P)	6.73E-02
Pro (Prolina)	0.07	Vitaminas	7.06E-03
Arg (Arginina)	0.06	Vitamina A	3.46E-05
Tyr (Tirosina)	0.04	carotenos	2.08E-04
Cys (Cisteina)	0.03	vitamina B-1	2.91E-05
Grasas	0.32	vitamina B-2	4.16E-06
Laurico (12:0)	2.38E-03	Vitamina C	6.79E-03
Myristic (14:0)	0.01		
Pentadecanoic (15:0)	0.00		
Palmitico (16:0)	0.12		
Stearic (C18:0)	0.01		
Arachidic (C20:0)	0.00		
Oleico (C18:1)	0.01		
Linoleic (C18:2)	0.07		
Alfa Linoleic (C18:3)	0.07		

De la tabla anterior encontramos una humedad en la pulpa de plátano verde de alrededor de 57% y una cantidad de almidón cercana al 34%, la cual comparada con el banano verde que tiene 73.7% de humedad aproximadamente y 18.4 % de almidón en base húmeda hace atractivo al plátano como materia prima para la producción de glucosa [7]. Respecto a la cáscara, la tabla 4 muestra la composición generalizada en estado verde, la cual nos permite evaluar la cantidad y potencial que puede tener el aprovechamiento del material lignocelulósico.

Tabla 4. Composición aproximada de cáscara de Plátano verde.

COMPONENTE	%	COMPONENTE	%
Humedad	81.60	Almidón	5.23
Materia seca		Amilosa	1.49
Proteína	1.35	Amilopectina	3.74
Leucina	0.09	Fibra	5.67
Valina	0.07	Celulosa	1.68
Thr (treonina)	0.07	Hemicellulose	1.08
Phe (fenilalanina)	0.07	Lignina	2.90
Ile (Isoleucina)	0.05	Azucares	0.71
Lys (Lisina)	0.05	Glucosa	0.33
His (Histidina)	0.03	fructosa	0.36
Trp (Tryptófano)	0.02	Sacarosa	0.02
Met (Metionina)	0.01	Cenizas	1.25
		K	1.12
Glu (Acido glutamico)	0.25	Ca	4.72E-02
Asp (Acido Aspartico)	0.19	P	4.90E-02
Gly (Glicina)	0.09	Mg	1.90E-02
Ala (Alanina)	0.08	Na	1.23E-02
Ser (Serina)	0.08	Fe	5.43E-04
Pro (Prolina)	0.07	Cu	2.55E-05
Arg (Arginina)	0.06	Zn	4.77E-04
Tyr (Tirosina)	0.04	Mn	2.72E-04
Cys (Cisteina)	0.03	Pectina	3.71
Grasas	0.49	GalA (Ac. galacturonico)	3.71
Laurico (12:0)	3.72E-03		
Myristic (14:0)	0.02		
Pentadecanoic (15:0)	0.01		
Palmitico (16:0)	0.19		
Stearic (C18:0)	0.02		
Arachidic (C20:0)	0.01		
Oleico (C18:1)	0.02		
Linoleic (C18:2)	0.11		
Alfa Linoleic (C18:3)	0.12		

Las composiciones de la tabla 3 y 4 son ponderados evaluados a partir de la literatura para plátano hartón y aproximaciones del mismo en estado verde, en específico clase AAB.

Uno de los factores importantes que se debe considerar y que en algunos casos se omite, es la cantidad de almidón que queda por parte de la pulpa una vez que se desarrolla el pelado. Este almidón se presenta en una cantidad apreciable en comparación con el material lignocelulósico disponible.

El almidón en pulpa y cáscara consiste de polímeros de amilosa y amilopectina, los cuales están organizados en gránulos con formas semicristalinas con tamaños variables (1 a 100 μm). En almidones la correspondiente distribución del gránulo y la estructura molecular tienen un importante efecto en las propiedades fisicoquímicas [34]. Esta es la razón por lo cual los almidones son modificados usando procesos físico-químicos y biotecnológicos como la hidrólisis enzimática para desarrollar las propiedades deseadas mejorando la producción de glucosa durante la hidrólisis [35, 36].

2. GLUCOSA

2.1. HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

La glucosa es uno de los monosacáridos más abundantes, en especial la D-glucosa. Esto debido por su presencia como parte de cadenas poliméricas de materiales fácilmente accesible en la naturaleza, utilizando como puntos de unión enlaces alfa 1, 4 y 6, así como enlaces beta.

La producción de glucosa consiste de gelatinización, licuefacción y sacarificación del plátano. Para este propósito se debe someter a calentamiento, afectando los enlaces de hidrógeno en el almidón y produciendo una hinchazón que permite la absorción de agua con el fin de lograr una mejor interacción ya sea con las enzimas o catalizadores ácidos. Sin embargo, el uso de ácido afecta el valor nutricional de la glucosa (la norma técnica colombiana 610, indica máximo ceniza sulfatada 0,8 ppm y 40 ppm de dióxido de azufre). La relevancia de la utilización de enzimas radica en su selectividad para producir glucosa sin contaminar el medio como lo hace el ácido. En el 2007 se produjeron 30 millones de toneladas de glucosa pobre en fructosa y derivados de la misma (p. ej. Etanol y amino ácidos) en forma enzimática [37].

La etapa de licuefacción puede reducir el grado de polimerización del almidón cuando se utiliza la enzima alfa amilasa, la cual está junto con la glucoamilasa dentro del 30% de las enzimas más producidas en el mundo a nivel comercial [37]. La enzima afecta los enlaces glucosídicos del almidón α -1,4 produciendo comúnmente maltodextrinas, luego en sacarificación con el efecto de la enzima glucoamilasa rompe las maltodextrinas y trata de separar los enlaces 1-6 de la amilopectina logrando la producción de glucosa [38]. El uso de celulasa actúa en la fibra de forma similar sobre los enlaces beta, una vez se haya pre-tratado el material para exponer la celulosa [39].

Respecto al tratamiento concreto del material amiláceo, la gelatinización se realiza entre 70 y 90°C [38] y tiene un importante influencia en exponer las cadenas de amilosa y amilopectina a las enzimas. Luego como resultado de la etapa de licuefacción, las reacciones que ocurren dan la posibilidad de obtener glucosa, maltosa, dextrosa y maltriosas. La reacción de licuefacción se realiza a 70°C por al menos 3 horas. Con el fin de proporcionar una mejor exposición de los sitios activos de la enzima, se utiliza una solución tampón que permite aumentar la actividad de la enzima y reduce los impactos debido a los cambios de pH [40]. Al final en la etapa de sacarificación la glucoamilasa separa la amilosa de las cadenas de amilopectina, interactúa con el almidón no tratado por la alfa amilasa y permite la reacción de la maltosa, maltriosas y dextrinas para la producción de glucosa. Esta reacción se adelanta entre 55 y 62°C con pH entre 3.8 y 4.5 y tiempos mayores a 12 horas.

Durante la etapa de transformación (en especial la gelatinización) se debe considerar los cambios reológicos fuertes en la pulpa. Es tal el caso, que para concentraciones de plátano de 8%, se pueden alcanzar viscosidades alrededor de los 2000 cp cuando se trabajan temperaturas cercanas a los 90°C [2].

Una vez obtenido el jarabe de glucosa es importante considerar características de calidad, como es su índice de dextrosa, evaluar la presencia de otros azúcares y el color. Este último se mide con UDO (unidades de densidad óptica) y su importancia radica debido a la caramelización térmica que sufre el producto cuando se realiza la deshidratación. El jarabe de glucosa y fructosa puede presentar valores entre 0.025 y 0.07 [41]. Dentro de las operaciones unitarias requeridas para adecuar la glucosa es importante resaltar la clarificación con absorbentes y la separación de impurezas con medios filtrantes principalmente, para finalmente la concentración de la glucosa por evaporación a bajas temperaturas.

3. MATERIAL LIGNOCELULOSICO

Por un kg de plátano se puede obtener alrededor de 360 g de cáscara para 102 días de crecimiento del fruto (aproximadamente el tiempo de cosecha) [42]. Es decir, que si considerara todo el plátano producido se podría alcanzar 1.1 millones de toneladas de cáscara, sin embargo como residuo alcanza una producción de 416 mil toneladas.

Debido a la composición de la cáscara de plátano, su estructura cuenta con un entramado polimérico. Dentro de los componentes característicos de la cáscara de plátano la lignina posee en su composición alcoholes aromáticos (principalmente unidades de siringil, guayacilo y p-hidroxifenol) [43] junto a unidades de fenilpropano [44, 45]. La hemicelulosa contiene polímeros de hexosas (D-glucosa, D-manosa y D-galactosa), pentosas (D-xilosa y L-arabinosa) [44] y algunos azúcares ácidos [46]. Uno de los principales componentes de la hemicelulosa es el xilano [43] con gran presencia de enlaces β -1,4 [44]. La celulosa es un polímero lineal de alto peso molecular de D-glucosa unidas por enlaces glucosídicos β -1,4.

3.1. HIDRÓLISIS ACIDA

Dentro de los pretratamientos efectivos y más frecuentes se encuentra el uso de ácido en bajas concentraciones. El tratamiento ácido reduce lignina ácida hidrolizada o ácido sulfúrico-lignina (SAL) menos reactiva, de igual manera se presenta xilano oligomérico el cual disminuye con la concentración de ácido [47, 48]. Por lo cual, la mayoría de los azúcares solubles de este tipo de pretratamiento son monómeros. El pretratamiento ácido con concentraciones 0.7 – 3.0 % en peso ha generado alta solubilización y recuperación de hemicelulosa logrando altos niveles de hidrólisis de celulosa por enzimas [47].

Al utilizar pretratamiento ácido y agua líquida caliente (Efecto térmico) en un solo conjunto se alcanza la solubilización de la hemicelulosa. Se obtiene un sustrato más adecuado para la transformación enzimática debido a que el ácido disminuye los efectos térmicos, así como se obtiene en la fracción sólida la celulosa. La hemicelulosa y lignina provocan una reorientación a una forma más cristalina de la celulosa y se presenta producción de furfural.

3.2. HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA DE MATERIAL LIGNOCELULOSICO

Una vez desarrollado el pretratamiento, la Hidrólisis como tratamiento biológico considera la exposición de los enlaces glucosídicos beta 1,4 de la cadena polimérica de la celulosa en presencia de agua ante enzimas específicas, las cuales cuentan con sitios activos compatibles que generan rompimiento de los enlaces y adhieren los átomos del agua para formar unidades de D-glucosa individuales considerando ruptura de polisacáridos intermedios obtenidos de la celulosa como celubiosa. Dichas enzimas de forma específica son complejos de celulasas y beta-glucosidasas junto a xilanasas y hemicelulasas que transforman polímeros de xilosa. Entre las enzimas celulolíticas las más reconocidas están Endoglucanases (1,4- β -D-glucanohydrolases), Exoglucanases: Cellodextrinasas (1,4- β -D-glucan glucanohydrolases) y Cellobiohydrolasas (1- β -D-glucan cellobiohydrolases), β -Glucosidasas (β -glucoside glucohydrolases) [49].

En la hidrólisis ácida, el ácido rompe los enlaces de hidrógeno de la cadena de celulosa llevándola a un estado amorfo. La celulosa una vez se encuentre de-cristalizada forma un gel con el ácido, el cual permite las reacciones de hidrólisis [50]. Una de las consecuencias del uso de hidrólisis ácida es que los subproductos obtienen características particulares como un alto índice de cristalinidad, menor grado de polimerización y gran cantidad de productos en algunos casos tóxicos derivados de la glucosa. Estos residuos o subproductos son resistentes a una hidrólisis adicional, por lo cual se recomienda una hidrólisis adicional a 121°C y 4% ácido sulfúrico para producir glucosa. El potencial de los residuos de celulosa sin ser convertidos disminuye con el grado de polimerización [51].

Concentraciones de Hidroximetilfurfural (HMF) y furfural pueden dar una inhibición completa de microorganismos y generar daño en el crecimiento celular [52, 53]. Para *S. cerevisiae*, concentraciones de hasta 4 g de furfural por litro y 8 g de HMF por litro generan 79% y 50% de inhibición respectivamente [53, 54]. Adicionalmente, concentraciones de furfural de aproximadamente 1.3 g/L produce inhibiciones de 9% para *P. stipitis*. Por lo tanto, la inhibición por

pretratamiento justifica el uso de detoxificación con carbón activado, reduciendo los componentes tóxicos entre 75% a 95% [53, 55, 56]. Concentraciones de furfural de 2g/L no afectan fuertemente la *S. cerevisiae* debido a la adaptación de los microorganismos [57]. Adicionalmente, concentraciones de HMF de 1.5 a 2 g/L producen una prolongación de la fase estacionaria de la *S. cerevisiae* [58] y reducción del crecimiento de *P. stipitis* hasta un 100% [59].

4. OTROS PRODUCTOS DE VALOR AGREGADO

La importancia de los azúcares que componen la matriz lignocelulósica en especial la glucosa y la xilosa se debe a su característica de materia prima esencial y multi-transformable para la obtención de otros compuestos de valor agregado (e.g. etanol, ácido láctico o jarabes azucarados). Productos de valor agregado pueden ser definidos en función de los microorganismos disponibles para la transformación de glucosa (e.g. *Saccharomyces cerevisiae*) y xilosas (e.g. *Pichia stipitis*), y las rutas metabólicas inherentes en ellos, sin contar las transformaciones no fermentativas que se pueden obtener.

La composición del material lignocelulósico da a conocer la factibilidad de producir azúcares fermentables debido a la humedad dentro del material. En este caso, la humedad es un factor muy importante debido a la cantidad de materia prima efectiva (materia seca) la cual puede ser transformada. Por otra parte, las interacciones de los componentes incluyendo las cenizas, permiten obtener rendimientos y características específicas de los azúcares, así como determinar las pérdidas de eficiencia, la cantidad de compuestos inhibidores (e.g. furfural e hidroximetilfurfural) y la características de las vinazas después de la fermentación.

El objetivo principal del uso de microorganismos es convertir los azúcares en productos de valor agregado como etanol. Por lo tanto, es necesario usar los microorganismos que consuman glucosa y xilosa de forma correspondiente. Entre estos componentes, la xilosa es significativamente importante, porque es obtenida en una alta concentración luego del pretratamiento y la hidrólisis del material lignocelulósico. Además, para la etapa de fermentación es posible usar dos tipos de microorganismos reconocidos: *Saccharomyces cerevisiae* y *Pichia stipitis*, los cuales consumen principalmente hexosas y pentosas respectivamente. Las típicas condiciones usadas para ambos microorganismos son: 35°C, 1 atm, ambiente anaerobio con agitación a 50 rpm, pH 3.5 a 5.5 y más de 12 horas de fermentación [60, 61].

La producción de alcohol de xilosas es limitada y usualmente desarrollada con el microorganismo *Pichia stipitis* debido a que la levadura normal (*Saccharomyces cerevisiae*) no puede asimilar adecuadamente las pentosas [19]. De cualquier manera *P. Stipitis* tiene una predilección por la glucosa antes de empezar la transformación de las xilosas [62]. Lisbeth et al. y Ramesh et al. Reportaron una colección de más de 50 microorganismos útiles, incluyendo bacterias, bacterias recombinantes, levadura, levaduras recombinantes y hongos [62, 63].

Respecto a otros productos de valor agregado. La ruta bioquímica para producir metano a partir de xilosa es generada por fermentación, en particular a través del uso de subproductos de la generación de hidrógeno en una fermentación oscura [64], los cuales son ricos en ácidos grasos y

estos son convertidos con metanógenos [65]. Además, hidrogenogenos como la bacteria modificada en el 16S rDNA gen son útiles y para la etapa metanogénica lodos activados domesticados son comúnmente usados [65].

REFERENCIAS

- [1] FAO, Estadísticas plátano 2011, Organización de las naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura 2011.
- [2] Dominique, D., Diaz, A., Carlos, J., A. Lucas. Caracterización fisicoquímica y evaluación de las curvas de empastamiento de tres variedades de plátano: Hartón (Musa AAB), Cubano blanco (Musa AAB), Cachaco (Musa ABB), XIX Reunión internacional, Acorbat 2010.
- [3] Red de Información y Comunicación del Sector Agropecuario, Estadísticas del platano, Ministerio de agricultura y desarrollo rural, 2011. www.agronet.gov.co (Revisada Enero 2013)
- [4] Espinal G., C. F., Martínez Covaleta, H. J., Peña Marín, Y. Cadena del Plátano en Colombia, Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, Observatorio Agrocadenas Colombia, Documento de trabajo N° 61, Marzo 2005.
- [5] Corporación Colombiana Internacional, Sistema de Inteligencia de Mercados, Perfil producto N° 7: Plátano, Bogotá, Enero-Marzo, 2006.
- [6] Afanador, A. M. El banano Verde de rechazo en la producción de alcohol carburante, Revista EIA, Número 3, pp. 51-68, 2005.
- [7] Happi Emaga, T., Herinaivalona Andrianaivo, R., Wathélet, B., Tchango Tchango, J., Paquot, M., Effects of the stage of maturation and varieties on the chemical composition of banana and plantain peels, Food Chemistry 103, pp. 590–600, 2007.
- [8] Central mayorista de Antioquia, precios de productos, 2013. www.lamayorista.com.co (revisada Enero 2013).
- [9] SIPSA, Costo de producción por hectárea de plátano, Servicio de Información para el Sistema Agropecuario, 2007.
- [10] Corma, A., Iborra, S., and Velty, A., Chemical Routes for the Transformation of Biomass into Chemicals, Chem. Rev., 107, pp. 2411–2502, 2007.
- [11] Seung LH, Hong J. Kinetics of glucose isomerization to fructose by immobilized glucose isomerase: anomeric reactivity of D-glucose in kinetic model. Journal of Biotechnology, 84, pp. 145–153, 2000.
- [12] Concha, J. R. Colombia en el mundo de la Confitería y la Chocolatería, América Económica, 2013.

- [13] Scavage, estadísticas de importación y exportación de glucosa en Colombia 2012, www.scavage.com, febrero de 2012.
- [14] Vásquez, J., Lopez, J. C., Ortiz, J. C., Construcción de estrategias para afrontar el nuevo Entorno de Apertura Comercial Colombiano, *Entrepreneurs Colombia*, 2012.
- [15] Gale, H. F., Tuan F., Wang, X., Chao, Z., China Is Using More Corn for Industrial Products, Report from the Economic Research Service, United States Department of Agriculture, 2009.
- [16] Anjushri S. Kurup, Hariprasad J. Subramani, K. Hidajat, Ajay K. Ray, Optimal design and operation of SMB bioreactor for sucrose inversión, *Chemical Engineering Journal* 108, pp. 19–33, 2005.
- [17] Ensymm, Enzymatic production of invert sugar, abstract of process, Germany, 2007.
- [18] Sigma Aldrich, Costo de enzimas, www.sigmaaldrich.com (Revisado Enero 2013)
- [19] Carlos A. Cardona, Óscar J. Sánchez, Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities, *Bioresource Technology* 98, pp. 2415–2457, 2007.
- [20] Colombia Biofuels Report. Agency of Promoting Colombian Non-traditional Exports (PROEXPORT). www.proexport.com.co (Revisado en Enero 2013).
- [21] Newsletter of Biofuels sector, Federación Nacional de Biocombustibles de Colombia. www.fedebiocombustibles.com (Revisado en Enero 2013).
- [22] Historical Ethanol Operating Margins, Center for Agricultural and Rural Development of Iowa State Universtiy. www.card.iastate.edu (Revisado en Enero 2013).
- [23] Consejo Nacional de Política Económica y Social, Lineamientos de Política para promover la Producción sostenible de Biocombustibles en Colombia. www.dnp.gov.co (Revisado Enero 2013).
- [24] Julián A. Quintero, Carlos A. Cardona, Erika Felix, Jonathan Moncada, Óscar J. Sánchez, Luis F. Gutiérrez, Techno-economic analysis of bioethanol production in Africa: Tanzania case, *Energy*, 48 pp. 442-454, 2012.
- [25] Julián A. Quintero, Jonathan Moncada, Carlos A. Cardona, Techno-economic analysis of bioethanol production from lignocellulosicresidues in Colombia: A process simulation approach, *Bioresource Technology* 139, pp. 300–307, 2013.
- [26] S. Coulibaly, G.J. Nemlin, A. Kamenan, Chemical Composition, Nutritive and Energetic Value of Plantain (*Musa ssp.*) Hybrids CRBP 4, CRBP 39, FHIA 7, FHIA 2 and Orishele Variety. *TROPICULTURA*, 25, 1, pp. 2-6, 2007.
- [27] Emperatriz Pacheco-Delahaye, Ronald Maldonado, Elevina Pérez and Mily Schroeder. Production and Characterization of Unripe Plantain (*Musa paradisiaca L.*) Flours. *Interciencia*, Vol. 33 Nº 4, 2008.

- [28] Emperatriz Pacheco-Delahaye, Giusepina Testa, Evaluacion nutricional, física y sensorial de panes de trigo y plátano verde, *Interciencia*, vol. 30, núm. 5, mayo, , pp. 300-304, 2005.
- [29] Pacheco–Delahaye, Emperatriz; Pino, Jesús; Parra, Armary; Herrera, Irma. Características Físicas y Nutricionales de Extrudidos de Plátano Verde (*Musa Spp*), Ocumo Chino (*Colocasia esculenta*) Y MAÍZ (*Zea mays L.*). *Acta Científica Venezolana*, 57 (4), pp. 144-148, 2006
- [30] T.K. Lim, *Musa acuminata* × *balbisiana* (*AAB Group*) ‘Horn Plantain, Edible Medicinal And Non-Medicinal Plants: Volume 3, pp. 535-543, 2012.
- [31] Gillian Eggleston, Ibadan, Rony Swennen, Heverlee, and Stephen Akoni, Ibadan. Phvsicochemical Studies on Starches Isolated from Plantain* Cultiuars, Plantain Hybrids and Cooking Bananas. *starchistarke* 44 Nr 4, pp. 121 -128, 1992.
- [32] M.O. Adegunwa, E.O. Alamu and O.O. Fasanya. Effects of Processing on the Physicochemical Properties and Carotenoid Contents of Plantain Flour. *Journal of Food Processing and Preservation*, pp. 1-9, 2011.
- [33] Charlotte Oduro-Yeboah, Charles Onwulata, Charles Tortoe and Audrey Thomas-Gahring. Functional Properties of Plantain, Cowpea Flours and Oat Fiber in Extruded Products. *Journal of Food Processing and Preservation*, pp. 1-9, 2012.
- [34] Torre Gutiérrez L, Chel Guerrero L. A, Betancur Ancona D. Functional properties of square banana (*Musa balbisiana*) starch. *Food Chemistry*, pp. 106: 1138–1144, 2008.
- [35] Zavareze E, Guerra Dias AR. Impact of heat-moisture treatment and annealing in starches: A review. *Carbohydrate Polymers* 83, pp. 317–328, 2011.
- [36] Yan CJ, Tian ZX, Fang YW, Yang Y C, Li J, Zeng SY, Gu SL, Xu CW, Tang SZ, Gu MH. Genetic analysis of starch paste viscosity parameters in glutinousrice (*Oryza sativa*L.). *Theor Appl Genet* 122, pp. 63–7611, 2011.
- [37] Buchholz, K., Seibel, J., Industrial carbohydrate biotransformations, *Carbohydrate Research* 343, pp. 1966–1979, 2008.
- [38] Crabb, W. D., and Mitchinson, C., Enzymes involved in the processing of starch to sugars, Genencor International, Inc., California Technology Center, Tibtech, Vol 15, September 1997.
- [39] Sánchez Riaño, A. M.; Gutiérrez Morales, A. I.; Muñoz Hernández, J. A. y Rivera Barrero, C.A, Producción de bioetanol a partir de subproductos agroindustriales lignocelulósicos, *Revista Tumbaga*, pp. 61-91, 2010.
- [40] Quintero Suárez, J. A., Deshidratación de etanol con Materiales Adsorbentes de Origen Amiláceo, Tesis de Maestría en Ingeniería Química, Universidad Nacional de Colombia sede Manizales, 2008.

- [41] Hernández-Urbe, J. P., Rodríguez-Ambriz, S. L., y Bello-Pérez, L. A., obtención de jarabe fructosado a partir de almidón de plátano (musa paradisíaca l.). Caracterización parcial, *Interciencia*, Vol. 33 Nº 5. 2008.
- [42] Haddad G, O.; M. Bosque, J. Osorio y L. Chávez. Aspectos Fitosanitarios: Sigatoka negra medidas de prevención y control. FONAIAP Divulga. Maracay. No.40 (abril - junio). pp. 44, 1992.
- [43] Balat, M. Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review, *Energy Conversion and Management* 52, pp. 858–875, 2011.
- [44] Cuervo, L., Folch, J. L., Quiroz, R.E, Lignocelulosa Como Fuente de Azúcares Para la Producción de Etanol. Centro de Investigación en Biotecnología, UAEM. Instituto de Biotecnología, UNAM, 2001, México.
- [45] Evtuguin, D.V.; Daniel, A.I.; Silvestre, A.J.; Amado, F. M.; Neto, C.P.; Lignin aerobic oxidation promoted by molybdovanadophosphate polyanion [PmO7V5O40]. Study on the oxidative cleavage of β -O-4 aryl ether structures using model compounds. *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical* 154, pp. 217-224. 2000.
- [46] Decker, S.R., Sheehan, J., Dayton, D.C., Biomass Conversion, Kentandriegel's Handbook Of Industrial Chemistry And Biotechnology, 2007.
- [47] Liu, C. and Wyman, C.E. The Effect of Flow Rate of Very Dilute Sulfuric Acid on Xylan, Lignin, and Total Mass Removal from Corn Stover, *Ind. Eng. Chem. Res.* 43, pp. 2781-2788, 2004.
- [48] Kim, T.H., Sequential hydrolysis of hemicellulose and lignin in lignocellulosic biomass by two-stage percolation process using dilute sulfuric acid and ammonium hydroxide, *Korean J. Chem. Eng.*, 11, pp. 2156-2162, 2011.
- [49] Lynd, L.R., Overview and evaluation of fuel ethanol from cellulosic biomass: Technology, economics, the environment, and policy. *Annual Review of Energy and the Environment* 21, pp. 403-465, 1996.
- [50] Orozco, A., M. Ahmad, et al. "Dilute acid hydrolysis of cellulose and cellulosic bio-waste using a microwave reactor system." *Process Safety and Environmental Protection*, 85, pp. 446-449, 2007.
- [51] Alves Gurgel, L. V., Maravezi, K., Ramos, L. A., da Silva Curvelo, A. A., Characterization of depolymerized residues from extremely low acid hydrolysis (ELA) of sugarcane bagasse cellulose: Effects of degree of polymerization, crystallinity and crystallite size on thermal decomposition. *Industrial Crops and Products*, 36, pp. 560-571, 2012.
- [52] Fan Hu&Art Ragauskas, Pretreatment and Lignocellulosic Chemistry, *Bioenerg. Res.* 5, pp. 1043–1066, 2012.
- [53] Philip T. Pienkos& Min Zhang, Role of pretreatment and conditioning processes on toxicity of lignocellulosic biomass hydrolysates, *Cellulose*, 16: pp. 743–762, 2009.

- [54] H. B. Klinker, A. B. Thomsen, B. K. Ahring, Inhibition of ethanol-producing yeast and bacteria by degradation products produced during pre-treatment of biomass, *Appl Microbiol Biotechnol*, 66, pp. 10–26, 2004.
- [55] Solange Inês Mussatto, Inês Conceição Roberto, *Hydrolysate detoxification with activated charcoal for xylitol production by Candida guilliermondii*, *Biotechnology Letters* 23, pp. 1681–1684, 2001.
- [56] João Paulo A. Silva, Solange Inês Mussatto, Inês C. Roberto, The Influence of Initial Xylose Concentration, Agitation, and Aeration on Ethanol Production by *Pichia stipitis* from Rice Straw Hemicellulosic Hydrolysate, *Appl Biochem Biotechnol*, 162, pp. 1306–1315, 2010.
- [57] Eva Palmqvist, Bärbel Hahn-Hägerdal, Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. II: inhibitors and mechanisms of inhibition, *Bioresour Technol* 74, 25-33, 2000.
- [58] M. J. Taherzadeh, L. Gustafsson, C. Niklasson, G. Lidén, Physiological effects of 5-hydroxymethylfurfural on *Saccharomyces cerevisiae*, *Appl Microbiol Biotechnol* (2000) 53: 701±708
- [59] Ping Wan, Dongmei Zhai, Zhen Wang, Xiushan Yang, and Shen Tian, Ethanol Production from Nondetoxified Dilute-Acid Lignocellulosic Hydrolysate by Cocultures of *Saccharomyces cerevisiae* Y5 and *Pichia stipitis* CBS6054, *Biotechnology Research International Volume 2012*, Article ID 656371, 2012.
- [60] J. Brent Hammond, Richard Egg, Drew Diggins, Charlie G. Coble, *Alcohol from Bananas*, *Bioresour Technol*, 56 (1996), pp. 125-130.
- [61] I. Olivero, A. Chordi, J. M. Peinado, C. Ruiz-Macias. *Effect of External pH on the Growth of Saccharomyces cerevisiae Fermenting Maltose in Batch and Continuous Culture*, *Biotechnology and Bioengineering*, 24, pp. 2725-2729, 1982.
- [62] Ramesh Chander Kuhad, Rishi Gupta, Yogender Pal Kharsa, Ajay Singh, Y.-H. Percival Zhang, Bioethanol production from pentose sugars: Current status and future prospects, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15, pp. 4950–4962, 2011.
- [63] Lisbeth Olsson and Bärbel Hahn-Hägerdal, Fermentation of lignocellulosic hydrolysates for ethanol production, *Enzyme and Microbial Technology* 18, pp. 312-331, 1996.
- [64] G. Kvesitadze, T. Sadunishvili, T. Dudauri, N. Zakariashvili, G. Partskhaladze, V. Ugrekhelidze, G. Tsiklauri, B. Metreveli, M. Jobava, Two-stage anaerobic process for bio-hydrogen and bio-methane combined production from biodegradable solid wastes, *Energy* 37, pp. 94-102, 2012.
- [65] Jun Cheng, Wenlu Song, Ao Xia, Huibo Su, Junhu Zhou, Kefa Cen, Sequential generation of hydrogen and methane from xylose by two-stage anaerobic fermentation, *international journal of hydrogen energy* 37, pp. 13323-13329, 2012.

MATERIALES Y MÉTODOS

La presente tesis se desarrolló en ocho etapas. La primera etapa consideró la logística de obtención de materia prima, para la cual se evaluaron datos en campo sobre costos de producción y cantidades disponibles. La segunda etapa consistió en establecer los parámetros de proceso mediante mediciones experimentales desarrolladas en diferentes reactores. La tercera etapa consideró las características para adecuación del almidón antes de la etapa de reacción, para esto se evaluaron detalles necesarios para el almacenamiento, pérdida de material por respiración y maduración de la materia prima, consumo energéticos por almacenaje, personal para pelado, tiempos de pelado y molienda, todo esto en función de las operaciones batch necesarias reforzados por datos recolectados de experiencias. La cuarta etapa se centra en la evaluación de la reacción de hidrólisis de almidón, teniendo en cuenta las pérdidas de calor por balances de energía, la potencia de agitación mediante el número de potencia correspondiente, diseño geométrico del reactor, costos energéticos y demás. La quinta etapa considera la separación de glucosa, para el cual los equipos fueron seleccionados de acuerdo a las demandas necesarias y características del material, para esto se usaron las ecuaciones particulares para centrifugación que indicaran los volúmenes, velocidades y tiempos necesarios para desarrollar la separación. La sexta etapa consideró el aprovechamiento de la cáscara de plátano mediante simulación de procesos. En la séptima etapa se evalúan los costos totales y factibilidad del proceso de producción de glucosa a partir de plátano, para esto se usan los resultados de cada una de las etapas y se hicieron balances económicos correspondientes considerando compra de activos fijos, costos de servicios públicos, mano de obra y la proyección en el tiempo. Finalmente la octava etapa que evalúa los impactos ambientales y la generación de CO₂ en el proceso.

1. MATERIAS PRIMAS

Plátano en estado verde (Etapa 1 de maduración) (*Musa AAB Simmonds*) fue comprado de un vendedor local en la región cafetera en Colombia. Alfa amilasa NATURALZYME HT-340L de *Bacillus licheniformis* con una actividad de 340000 MWU/ml y glucoamilasa NATURALZYME GA-300L derivada de una sepa seleccionada de *Aspergillus niger* con una actividad de 300 GAU/ml fueron usadas. Estas enzimas luego fueron actualizadas a alfa amilasa con actividad de 240 KNU-S/g y glucoamilasa con 750 AGU/g. Para la preparación de buffer se usó fosfato de sodio al 96% y cloruro de sodio bioreactante con concentración mayor al 99% ambos de Sigma Aldrich.

Se utilizó concentraciones de ácido sulfúrico de 1% y 3% para el pretratamiento. Para la hidrólisis la enzima Celluclast 1.5 L con una actividad de 700 EGU/g y Viscozyme L (Beta-glucanasa (endo-1,3(4)-)) 100 FBG/g (Fungal Beta Glucanase)(100 Unidades Novozymes de Betaglucanasa por gramo) fueron utilizadas. La hidrólisis ácida se adelantó con ácido sulfúrico en una mezcla con pH ajustado a 1.

Los plátanos fueron pelados, lavados y luego molidos en medio húmedo sin separación del almidón de los otros componentes. Diluciones volumétricas de 1:3 a 7 sólido:líquido fueron preparadas con agua potable. El volumen efectivo de la reacción fue 750 ml agitado a 100 rpm. La

viscosidad fue medida directamente a los 750 ml con un viscosímetro Brookfield DV-I con husillos S62, S63 y S64 de acuerdo a la viscosidad presentada. La determinación de azúcares obtenidos fue realizada por el método DNS (ácido 3,5-dinitrosalicílico) medido en un espectrofotómetro a una longitud de onda de 540 nm.

Se realizaron evaluaciones de las hidrólisis de almidón de plátano en reactores de 1.5 L (BIOTRON) a reactores de 15 L (BIOENGINEERING) con control de temperatura, así como la utilización de una marmita de más de 60 L para evaluar la escala piloto de la reacción.

2. DESARROLLO DE LAS HIDRÓLISIS DE ALMIDÓN

La gelatinización fue realizada con un calentamiento gradual de 18°C a 90°C a una velocidad de 0.6°C/min. Una vez alcanzados los 90°C la temperatura es mantenida por una hora. Luego la temperatura es disminuida a 70°C. 0.025 ml de solución buffer por gramo de plátano y 5×10^{-4} ml de alfa amilasa por gramo de plátano son agregados manteniendo la temperatura por 3 horas. Finalmente, la temperatura fue disminuida a 60°C, y se agregó 2.6×10^{-4} ml de glucoamilasa por gramo de plátano y la temperatura se mantuvo por lo menos 24 horas.

3. MODELAMIENTO MATEMÁTICO Y REOLOGÍA

El esfuerzo cortante en los experimentos fue calculado para los husillos tipo disco con el porcentaje del torque requerido para cada evaluación de la viscosidad, de acuerdo a Mitschka (1982) con la ecuación (1) (ver anexo) [15]. α_i corresponde a la escala completa para la relación de torque (0 a 100), la cual depende del tipo de husillo y la velocidad (N) usada. Adicionalmente k_{at} es una constante particular dependiente del tipo de husillo de disco utilizado, en este caso igual a 2.35.

La velocidad de cizallamiento para un fluido no-newtoniano puede ser calculada como función de la viscosidad aparente, la velocidad de agitación, el tipo de agitador y el esfuerzo cortante con la ecuación (2). La velocidad de cizallamiento fue calculada para cada temperatura y concentración de almidón.

La ley de potencia (ecuación 3) en régimen no-Newtoniano puede ser usada en fluidos con un comportamiento relativamente inelástico para describir la relación entre el esfuerzo cortante en función de la velocidad de cizallamiento. En la ecuación (3) “n” es el exponente de la ley de potencia y es constante con la temperatura pero cambia con la concentración del almidón [16].

Los parámetros “K” y “n” se calcularon para los mejores ajustes al comportamiento del fluido en función del esfuerzo cortante. Además, “K” (índice de consistencia) es una función de la temperatura y puede ser descrita por la ecuación (4).

Los parámetros “K” y “n” pueden ser calculados sin experimentación con el cambio del esfuerzo cortante en función de la velocidad de cizallamiento para cada temperatura en la ley de potencia. Inicialmente asumiendo “n” y calculando un valor de “K” para cada temperatura, luego el valor de

“K” es recalculado y verificado con la ecuación (5), finalmente “n” es cambiado hasta que “K” calculado con la ecuación (4) y (5) sean los mismos.

En la ecuación (5) r es la distancia característica entre partículas, ρ_o es la densidad de la suspensión en el fluido y μ_o la viscosidad de la suspensión en el fluido.

El modelo de la viscosidad como función de la temperatura (T) es considerado con ecuaciones exponenciales así como modelos polinomiales. El modelo exponencial es descrito por la ecuación (6). La potencia de agitación fue calculada con la ecuación (7) tomando en cuenta el Número de potencia (N_{po}) para una turbina de disco rushton y un agitador tipo ancla, los cuales dependen de del numero de Reynolds arrojados para cada impulsor.

4. SIMULACION DE MATERIAL LIGNOCELULOSICO

De acuerdo a la composición del plátano y estudios en el pretratamiento de materiales lignocelulósicos, fermentación de pentosas, generación de hidrógeno y metano por dos etapas anaerobias. La producción de etanol, hidrogeno y metano son proyectadas como alternativas de combustibles a nivel industrial usando el simulador de procesos Aspen Plus V7.3. Una analogía en el comportamiento entre los componentes de la cáscara de plátano y los componentes evaluados experimentalmente reportados en la literatura es usada. La eficiencia energética es calculada por kilogramo de producto y el rendimiento por cantidad de cáscara alimentada.

5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PARA MATERIAL LIGNOCELULOSICO

Esquemas conocidos de producción de etanol de la literatura son usados [2-4]. Adicionalmente, las etapas de pretratamiento ácido, hidrólisis enzimática, fermentación con *P. stipitis* y *S. cerevisiae*, destilación y deshidratación con tamices moleculares fueron considerados. Los rendimientos del proceso son evaluados preliminarmente basados en los cálculos de los balances de materia y energía para una base de alimentación de 1000 kg/h de materia prima aplicada a la simulación.

El pretratamiento consistió de molienda de material hasta un tamaño de partícula de 1 mm, luego el material es expuesto a ácido, ultrasonido y tratamiento térmico [5, 6]. Por lo tanto, se usó ácido sulfúrico con una concentración 3% v/v y un ratio sólidos:ácido en la mezcla de 1:4. Adicionalmente, la mezcla obtenida es expuesta a intensidad sónica con una frecuencia de 37 KHz, 80°C y un tiempo de residencia de 1 hora. Luego, Efectos térmicos son aplicados utilizando autoclave a 121°C y 20 bar durante 1 hora [7, 8]. Con el fin de optimizar el uso del ácido, la corriente tratada es recirculada y después la corriente líquida es neutralizada con NaOH. Para Las celulasas se utilizó 1 ml de buffer por 1.5 ml de enzima.

Los rendimientos del pretratamiento y la hidrólisis fueron considerados y estandarizados basados en modelos cinéticos de la literatura [9, 10] para evaluar la degradación de la xilosa y la glucosa así como la producción de HMF y furfural. Además, debido a las sales y minerales presentes en la materia prima una etapa neutralización del ácido fue incluida.

Después de la etapa de pretratamiento, las fases líquidas y sólidas son separadas por centrifugación. Luego la fase líquida rica en xilosa es detoxificada usando carbón activado a 45°C por una hora con una concentración de 50 g/L. Por otra parte, el sólido rico en celulosa es transformado en hexosas usando celulasa y beta-glucanasa. El proceso es llevado a cabo con una mezcla de sólidos con agua en un ratio de 1:4 a temperaturas entre 50 y 60°C, presión atmosférica y pH entre 3.5 y 5.0. Adicionalmente, se considera una solución buffer de citrato de sodio para las enzimas.

Las fermentaciones consideraron un rendimiento de etanol promedio para *S. cerevisiae* y *P. stipitis* en dos reactores en paralelo. Estas fermentaciones se desarrollaron considerando que por 1 gramo de azúcares: 2.2 mg de fosfato de sodio, 6.6 mg de urea, 0.0175 mg de cloruro férrico y sulfato de magnesio son requeridos. Temperaturas entre 30°C a 35°C y tiempos de reacción de hasta 48 horas se consideraron en la fermentación. La separación con centrifuga de la fase líquida y sólida como resultado de la hidrólisis no se considera hasta que la reacción sea completada. En la siguiente etapa el etanol es concentrado por una torre de destilación permitiendo una concentración promedio de 80%. Después, se obtiene etanol al 90% en una torre de rectificación. Finalmente el etanol es deshidratado y concentrado a 98% y 99% usando tamices moleculares [11].

6. PROCEDIMIENTO DE SIMULACIÓN

Para evaluar la producción de etanol como combustibles de residuos lignocelulósicos, la síntesis del proceso fue realizada usando herramientas de simulación. El objetivo de este procedimiento es generar balances de masa y energía para ser usados en la materia prima, los consumibles, servicios públicos y cálculos de las necesidades energéticas. El principal simulador usado en este estudio fue el paquete Aspen Plus V7.3 (Aspen Technology, Inc., USA). Esta herramienta permite la evaluación de cada etapa del proceso, También, Aspen plus considera tanto las transformaciones físicas como químicas. Inicialmente, la composición de la materia prima es considerada, encontrando las características termodinámicas aproximadas y prediciendo los cambios e interacciones de las fases generadas. El modelo non-random two-liquid (NRTL) fue usado para la fase líquida y el modelo Redlich-Kwong (RK) para la fase gaseosa.

La evaluación de la producción de etanol es realizada para bagazo de caña, vástago de banano, tusa de maíz, cascarilla de arroz, aserrín, corteza de madera, residuos de mango, residuos de palma, residuos de piña con el fin de hacer un análisis comparativo con las cáscara de plátano. Adicionalmente, los resultados obtenidos para los rendimientos de etanol en la simulación fueron comparados con los resultados experimentales de algunos autores para los cuales la metodología de producción de etanol es similar (es decir, pretratamiento ácido y fermentación con *S.cerevisiae* and *P. stipitis* fermentación)

7. ANÁLISIS ECONÓMICO

El simulador de procesos genera tanto consumo de energía y de servicios públicos requeridos para cada etapa, así como las características de algunos equipos. Por lo tanto, estos datos son usados

para calcular el correspondiente costo de los procesos usando el paquete comercial Aspen Process Economic Analyzer. Adicionalmente, los costos de los equipos son re-evaluados usando costos comerciales reportados. En el caso de costos de servicios públicos, estos son calculados usando el valor presente (valores locales basados en los datos en el eje cafetero) para agua a nivel industrial y combustible (por ejemplo gas natural) para la generación de vapor. El costo del plátano y los residuos agroindustriales son calculados para una demanda industrial a partir de datos de campo, así como la consideración de la logística de transporte y los costos laborales. También los costos de las materias primas tales como ácidos, bases, enzimas y minerales fueron considerados para las demandas correspondientes tanto para las tres escalas evaluadas para pulpa de plátano y para la escala de transformación planteada para la cáscara. Es de gran importancia considerar que la evaluación económica fue realizada de acuerdo con las condiciones en Colombia.

8. ANALISIS AMBIENTAL

El algoritmo de reducción de residuos (Waste Reduction Algorithm WAR) desarrollado por el Laboratorio Nacional de Investigación de Gestión de Riesgos de la Agencia de Protección Ambiental (EPA) de los Estados Unidos fue usado como método para el cálculo del impacto ambiental potencial de los procesos. Este método propone considerar un valor ponderado sobre los compuestos en las corrientes de proceso con el fin de considerar el impacto ambiental potencial de los compuestos según sean transformados. El potencial de impacto ambiental (PEI) está relacionado con una cantidad de materia o energía y no está medido directamente, sino que corresponde con una ponderación para diferentes indicadores por categorías relacionados con cada componente. Estas categorías se dividen en: Toxicidad en humanos por ingestión (HTPI), toxicidad en humanos por exposición dérmica o inhalación (HTPE), potencial de toxicidad terrestre (TTP), potencial de toxicidad acuática (ATP), potencial calentamiento global (GWP), potencial de agotamiento de la capa de ozono (ODP), potencial de oxidación fotoquímica (PCOP) y potencial de acidificación (AP). El algoritmo suma cada uno de los valores ponderados dentro de una escala delimitada para cada categoría y con un valor para cada componente, como resultado se da un valor de impacto ambiental por kg de producto o en función del tiempo.

REFERENCIAS

- [1] Mitschka P. Simple conversion of Brookfield R.V.T. readings into viscosity functions. *Rheologica Acta* 21, pp. 207-209, 1982.
- [2] Carlos A. Cardona, Óscar J. Sánchez, *Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities*, *Bioresource Technology* 98, pp. 2415–2457, 2007.
- [3] Oscar J. Sánchez , Carlos A. Cardona, Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks, *Bioresource Technology* 99, pp. 5270–5295, 2008.
- [4] Sánchez, Ó; Cardona, A. Conceptual design of cost-effective and environmentally-friendly configurations for fuel ethanol production from sugarcane by knowledge-based process synthesis. *Bioresource Technology*, pp. 104, 305–314, 2012.

- [5] Anuj K. Chandel, Felipe A. F. Antunes, Priscila Vaz de Arruda, Thais S. S. Milessi, Silvio S. da Silva and Maria das Graças de Almeida Felipe, *Dilute Acid Hydrolysis of Agro-Residues for the Depolymerization of Hemicellulose: State-of-the-Art*, in *D-Xylitol*, Silvio Silvério da Silva, Anuj Kumar Chandel, Springer Berlin Heidelberg, New York, pp. 39-61, 2012.
- [6] Garcia Alvarez M., Degradación por ultrasonidos de Poli(α -Alquil- β -L-Aspartato)s y Poliglutamatos, in *Derivados Del Nylon 3 Con Grupos Laterales Alcoxycarbonilos Ramificados Y Cíclicos*, Universitat Politècnica De Catalunya, España, pp. 237-252, 1996.
- [7] Solange Ines Mussatto, Ines Conceição Roberto, Alternatives for detoxification of diluted-acid lignocellulosic hydrolyzates for use in fermentative processes: a review, *Bioresource Technology* 93, pp. 1–10, 2004.
- [8] Pattana Laopaiboon, Arthit Thani, Vichean Leelavatcharamas, Lakkana Laopaiboon, *Acid hydrolysis of sugarcane bagasse for lactic acid production*, *Bioresource Technology* 101 (2010), pp. 1036–1043.
- [9] Alireza Esteghlalian, Andrew G. Hashimoto, John J. Fenske b and Michael H. Penner, *Modeling And Optimization Of The Dilute-Sulfuric-Acid Pretreatment Of Corn Stover, Poplar And Switchgrass*, *Bioresource Technology* 59, pp. 129-136, 1997.
- [10] R. Aguilar, J.A. Ramírez, G. Garrote, M. Vázquez, *Kinetic study of the acid hydrolysis of sugar cane bagasse*, *Journal of Food Engineering* 55, pp. 309–318, 2002.
- [11] A.M. Uyazán, L.D. Gil, J.L. Aguilar, G. Rodríguez, L.A. Caicedo, Deshidratación del etanol, *Universidad Nacional de Colombia, Revista Ingeniería e Investigación* 56, pp. 49-59, 2004.

CAPITULO 1: LOGÍSTICA DE MATERIA PRIMA

1. LOGISTICA DE SUMINISTRO DE MATERIA PRIMA

La importancia de la evaluación logística a la hora de introducir una nueva empresa o un nuevo proceso radica en los costos adicionales que se pueden producir por manejo, adecuación y transporte tanto de la materia prima como del producto. En este caso, en la producción y distribución de plátano implica: la recolección, separación del vástago de ser el caso, cargue, transporte y descargue de la materia prima. Se puede generar por lo tanto sobre costos en la compra de la materia prima de hasta 41% en el caso del plátano de segunda. Estos sobre costos indican la necesidad de evaluar muy bien la ubicación de la planta con el fin de compensarlos sin asumir otros costos mayores relacionados con los de mano de obra, entrega del producto, aumento de costo base de materia prima entre otros. Generalmente las empresas que requieren materias primas que pierden rendimiento en el proceso de transformación y está localizada en determinados sectores se podrían ubicar cerca de dicha fuente [1]. Sin embargo esto depende de otros factores adicionales como se ha mencionado, por lo cual es importante considerar la prioridad competitiva de la empresa, que en este caso es la selección del proceso y selección de la capacidad. En este capítulo las características principales de costos de logística de suministro de plátano son consideradas con el fin de encontrar las mejores ventajas económicas y reconocer las debilidades para diseñar una estrategia empresarial junto con las características del proceso de producción de glucosa y logística de entrega. Esto con el fin de disminuir los riesgos y aprovechar las oportunidades del entorno, además de definir los tiempos, operaciones y generar ventajas competitivas respecto al uso de una nueva materia prima.

1.1. QUINDÍO

Para el 2006, Quindío contaba con alrededor de 20 asociaciones dedicadas a la producción de plátano, centradas principalmente en los municipios de Calarcá, Buenavista, pijáo, Montenegro, Tebaida y Armenia [2]. Sin embargo actualmente se puede considerar contacto real con el 40% de las organizaciones debido a la desintegración de las mismas, falta de posicionamiento en el mercado y cambio de representantes.

Las asociaciones que son entidades sin ánimo de lucro reúnen e involucran un conjunto de productores de mediana y pequeña capacidad de producción de plátano correspondiente a cada municipio, y gestionan las producciones en el mercado, logrando de esta manera producciones mayores a la tonelada mensual. Adicionalmente, existen productores independientes que alcanzan producciones semejantes a las de las asociaciones y se encuentran en expansión.

Actualmente las asociaciones en el Quindío que tienen una producción mayor a la tonelada son MUSACEAS, ASOPROORTEB, APROPLAM, APPA, ASOMUAR, ASOREC, COSECHAR (maneja 45 productores) y ASOBPLAPI. Estas asociaciones en su mayoría tienen convenios con la empresa PEPSICO produciendo para esta empresa entre 16 a 50 toneladas semanales de plátano de primera por asociación, y sin la posibilidad a corto plazo de aumentar la producción de plátano de primera para un

segundo cliente a menos que se ofrezca mejores precios de compra o una demanda de producción similar.

En cuanto al plátano de segunda, el cual no cumple los requerimientos de peso que corresponden al plátano de primera la producción promedio alcanzada por las asociaciones está entre 3 a 8 toneladas semanales. Este plátano también es considerado de “rechazo”, sin embargo no representa ni corresponde a la denominación de plátano de desperdicio el cual está en avanzado grado de madurez, deterioro y no cumple características adecuadas para consumo.

Dentro de la generación de plátano de rechazo, una menor calidad al de segunda se presenta pero las cantidades no sobrepasan los 700 kg/semana. Este plátano presenta diversidad en su madurez, lo que dificulta estandarizar la composición y en especial la relación almidón-azúcares del plátano producido.

En cuanto a las consideraciones de precio, en el Quindío se manejan precios promedio que no cambian demasiado entre municipios. El precio del plátano de primera oscila alrededor de los 550 a 600 pesos por kilogramo en campo y puede mantener los 600 pesos por kilogramo en planta si está localizada estratégicamente en cercanías a los municipios dentro del departamento y las producciones requeridas son grandes. Para este caso los fletes son asumidos por los productores de plátano. El plátano de segunda en el Quindío mantiene un precio entre 360 a 400 pesos por kilogramo, sin embargo compras por encima de 1.5 toneladas semanales permiten precios de 350 pesos por kilogramo.

Respecto al transporte, las asociaciones cuentan con centros de acopio en las cabeceras municipales, los fletes alcanzan los 70 pesos por kg en algunos casos y para demandas mayores a las 5 toneladas semanales se puede lograr 50 pesos por kg.

1.1.1 Mano de Obra

El costo de la mano de obra que involucra la compra de la materia prima debe considerar en la mayoría casos los costos por recolección de los frutos cortados, la selección y cargue al vehículo. Adicionalmente, se debe considerar si los frutos deben mantenerse unidos al vástago con el fin de generar una mayor durabilidad (hasta 12 días), sin el vástago (8 días) o por unidades (hasta 5 días)[3]. Considerar el vástago puede generar sobrecostos en el transporte, por lo cual en caso de que el tiempo de recolección hasta la etapa de transformación en la planta permita tiempos menores a 5 días se debe considerar el costo de mano de obra por retiro del vástago.

Tabla 1. Costo de mano de obra por hectárea [2][5]

Concepto	Numero de jornales	2006	2007
Costo jornal		\$ 15,000	\$ 20,000
Recolección de frutos (selección y cargue)	16-18	\$ 240,000-270,000	\$ 320,000-360,000
Retiro de vástago	7-10	\$ 105,200-150,000	\$ 140,000-200,000

De acuerdo a lo informado por algunos productores, la recolección, selección y cargue del plátano están considerados juntos para el mismo costo. Estos consideran entre 16 a 18 jornales por año y el retiro del vástago puede considerar entre 7 y 10 jornales como se puede ver en la Tabla 1.

a. Actualización de mano de obra

Los costos de mano de obra (CMO) están relacionados a las fechas de 2006 y 2007, y deben actualizarse a 2013. Esto se puede realizar de varias maneras, entre ellas utilizando el índice de costo laboral unitario (ICLU) para el sector específico en el cual se realiza la labor, el cual es brindado por el DANE (Departamento Administrativo Nacional de Estadística). Otra manera es mediante el cambio o ajuste del salario mínimo (SM).

$$\text{Para el uso del ICLU se utiliza la formula: } CMO_{2013} = CMO_{2006} * \frac{ICLU_{2013}}{ICLU_{2006}} \quad (1)$$

El ICLU depende de la actividad económica que se esté realizando, en este caso obtención frutas y hortalizas. Se considera que esta actualización del CMO es más apropiada debido a que el campesino realmente en su mayoría no gana un salario mínimo y trabaja en función de jornales acordados que dependen mucho del contexto económico y la actividad productiva que se esté desarrollando.

$$\text{Para el uso del salario mínimo (SM) se utiliza la formula: } CMO_{2013} = CMO_{2006} * \frac{SM_{2013}}{SM_{2006}} \quad (2)$$

Tabla 2. Resultados de la actualización del costo de mano de obra promedio para Quindío.

Año	ICLU	SM
2006	136.04	\$ 408,000
2007	158.65	\$ 433,700
2013	243.16	\$ 589,500

Tabla 3. Costos de mano de obra actualizada para la recolección, cargue y retiro del vástago en Quindío.

Concepto	Método			
	ICLU (2006-2013)	ICLU (2007-2013)	SM (2006-2013)	SM (2007-2013)
Recolección de frutos (selección y cargue)	\$ 455.790,94	\$ 521.111,88	\$ 368.437,50	\$ 462.139,73
Retiro de vástago	\$ 227.895,47	\$ 260.555,94	\$ 184.218,75	\$ 231.069,86

La Tabla 2 muestra una diferencia de costo de mano de obra de alrededor del 19.2% entre el método ICLU y SM, recordando que el SM no tiene en cuenta el sector donde se está desarrollando la labor. Por otra parte, la Tabla 3 muestra una diferencia del 13% del método ICLU respecto a SM para el año base de 2007, y una diferencia alrededor del 1% del SM con base 2007 respecto al ICLU con base 2006. Las bajas diferencias que se pueden encontrar favorecen el uso del método ICLU el cual tiene a favor la consideración el sector productivo.

1.1.2. Costos de transporte

Los costos de transporte están fuertemente ligados al tipo de vehículo y su capacidad, la calidad de la vía, la distancia a recorrer y el costo de combustible. Generalmente esto está reflejado en la tabla del Sistema de Información de Costos Eficientes para el Transporte Automotor de Carga SICE-TAC del ministerio de transporte, la cual está en función de las variables anteriormente nombradas. Estas tablas de costo de movilización permiten una aproximación.¹

Para el cálculo adecuado del costo de transporte se deben fijar algunas variables como se indica a continuación.

a. Tipo de vehículo

De acuerdo a los datos recolectados en campo, para los 3 departamentos se maneja generalmente un sólo tipo de vehículo tipo turbo debido a los requerimientos de capacidad y fortaleza para sortear los caminos a las fincas. La siguiente tabla muestra los camiones comunes de 2 ejes disponibles para entrar a las zonas de cosecha.

Tabla 4. Tipo de vehículo utilizado para el transporte de plátano

Tipo de camión	Capacidad (kg)	Peso total (kg)	Largo carrozable (m)
NPR	4800	7500	4.3
NNR	4000	6300	4.4
NQR	5695	8500	5.3
Turbo Kia 3600	4000		
NPR Turbo	5000		

De acuerdo a la tabla anterior las capacidades máximas se aproximan a las 6 toneladas como lo indican las asociaciones de plataneros. Sin embargo, el peso promedio de capacidad de este tipo de vehículos es de 4700 kg, por lo cual se considera que los camiones que están usando tienen una capacidad promedio de 5 a 5,7 toneladas (i. e. NQR). Por lo tanto con el fin de minimizar los costos de transporte se considera el uso completo del vehículo disponible.

b. Vías del Quindío

Otro factor importante a considerar en los costos de transporte son las vías y su estado. En la siguiente tabla se resume el estado general de las vías, desde el centro de acopio al municipio a la capital del departamento.

Tabla 5. Estado de las vías del Quindío y distancia aproximada para la ruta del plátano hacia armenia.

Ruta	estado	Distancia aproximada (Km)	Notas
Calarcá-Armenia	pavimentada	6.1	Puede presentar problemas como perdida de banca.
Buenavista - Armenia	pavimentada	29.3	Puente de río verde presenta agrietamiento, capacidad máxima 6 toneladas
Pijao - Armenia	pavimentada	32.7	
Montenegro - Armenia	pavimentada	11.5	
Tebaida - Armenia	pavimentada	16.5	

¹ La tabla SICE que se utiliza corresponde al año 2013, en caso de que se use una tabla o un costo de años anteriores la actualización de datos se realiza con el ICTC (Índice de costos del transporte de carga por carretera) del DANE.

La mayoría de las vías secundarias del Quindío son pavimentadas y doble carril. Sin embargo, se debe considerar el traslado de la materia prima en campo a la cabecera municipal, para ello se considera la distancia promedio cercana alrededor del municipio hacia la cabecera municipal.

Tabla 6. Distancia promedio de las veredas hacia la cabecera municipal

Municipio	Distancia promedio desde veredas (Km)
Calarcá	9.3
Pijao	9.8
Montenegro	7.4
La Tebaida	5.8
Buenavista	4.3
Armenia	8.6

De acuerdo a la tabla SICE-TAC para las vías del Quindío como aproximación de la ruta, Armenia- Pereira, se puede obtener un costo en función de la distancia y la carga de \$ 245.00 pesos/(Km*Ton). En todos los casos se debe considerar el costo por el camión lleno ya que independiente si el tamaño de la carga es menor, el transportador cobrará por el traslado completo.

c. Tiempo de Carga

Se considera que el tiempo efectivo de carga y descarga es alrededor de 30 min para los tipos de vehículos seleccionados anteriormente, esto genera un sobre costo de \$ 925.00 pesos de acuerdo a la tabla SICE-TAC [6].

d. Costos de transporte

A continuación se presentan las tabla 7 y 8, las cuales resumen los costos de transporte para el departamento del Quindío:

Tabla 7. Costos generales de transporte por tonelada y costo de viaje con carga completa en el Quindío.

Municipio	Costo hasta la cabecera municipal (\$/Ton)	Costo hasta Armenia (\$/Ton)	Costo total (\$/Ton)	Costo por viaje (\$)
Calarcá	\$ 2,283.06	\$ 1,497.49	\$ 4,705.54	\$ 28,233.26
Pijao	\$ 2,405.80	\$ 8,027.52	\$ 11,358.32	\$ 68,149.90
Montenegro	\$ 1,816.62	\$ 2,823.13	\$ 5,564.76	\$ 33,388.54
La Tebaida	\$ 1,423.84	\$ 4,050.58	\$ 6,399.42	\$ 38,396.53
Buenavista	\$ 1,055.61	\$ 7,192.85	\$ 9,173.46	\$ 55,040.74
Armenia	\$ 2,111.21	\$ -	\$ 3,036.21	\$ 18,217.27

En la tabla 7 es importante resaltar que este es el costo de viaje desde campo hasta zona de producción de glucosa, no obstante se debe considerar el doble del costo debido al traslado del camión hacia el campo en caso de que no se transporte un material de interés a terceros. Adicionalmente, esta tabla no presenta la consideración logística de transporte de mano de obra. El costo total de transporte de la materia prima para compra se presenta a continuación.

Tabla 8. Costo total de transporte por kg y descuento aplicado para compras mayores a 5 Ton.

Municipio	Total \$/kg	Descuento por compra de más de 5 Toneladas (descuento 28,6%) (\$/kg)
Calarcá	\$ 87.58	\$ 62.53
Pijao	\$ 100.88	\$ 72.03
Montenegro	\$ 89.30	\$ 63.76
La Tebaida	\$ 90.97	\$ 64.95
Buenavista	\$ 96.51	\$ 68.91
Armenia	\$ 84.24	\$ 60.15

La tabla 8 muestra el costo de transporte total por kg de plátano, considerando el retiro del vástago, adicionalmente se presenta el descuento reportado en campo por comprar mayores a 5 toneladas semanales, el cual implica el uso completo de la capacidad del vehículo. Estos resultados son coherentes con los reportados en campo como se indica al inicio del capítulo (70 a 50 \$/kg).

1.2. RISARALDA

El departamento de Risaralda presenta un comportamiento análogo al departamento del Quindío en cuanto a la gestión de la producción mediante asociaciones al plátano de primera. Cuenta con un poco más de 13 asociaciones reconocidas de las cuales más del 46% presenta una actividad productiva importante, dirigiendo la producción de plátano de primera a la empresa PEPSICO con producciones de plátano de primera análogas a las del Quindío.

Los municipios principales donde se presenta el acopio del plátano son Apia, Balboa, Belén de Umbría, Dos quebradas, la Celia, la Virginia, Marsella, Santuario, Santa Rosa, Quinchia, Mistrato y Pueblo Rico. A diferencia del costo de transporte en Quindío, en Risaralda se puede encontrar una disminución hasta del 60% sobre los fletes, encontrando costos de transporte de hasta 20 pesos por kilogramo, sin embargo esto depende claramente de la proximidad de cultivo al centro de acopio.

Respecto a la venta de plátano de primera, se manejan precios iguales a los del Quindío con 600 pesos por kilogramo en campo. Por otra parte, respecto al plátano de segunda los precios disminuyen respecto al Quindío, de tal manera que se encuentran precios entre 300 a 360 pesos por kilogramo y en el caso de belén de Umbría hasta 250 pesos por kilogramo para demandas superiores a las 5 toneladas semanales.

Las producciones de plátano de segunda en Risaralda oscilan entre 1.5 y 8 toneladas semanales por asociación, y se debe reconocer que respecto a las asociaciones en el Quindío algunas tienen menor capacidad de producción, en algunos casos el 50% de la producción que puede alcanzar el Quindío.

Respecto a los fletes y costo de transporte, el traslado del producto hasta la capital del departamento puede alcanzar los 58.3 pesos/kg.

1.2.1. Mano de Obra

La mano de obra en Risaralda maneja valores diferentes esto se debe principalmente debido a la demanda y a la oferta de mano de obra tecnificada. En especial, debido a que las producciones de

plátano en Risaralda (173850 ton/año) son menores a las del Quindío (301931 ton/año) [7]. La disponibilidad de mano de obra es mayor lo que la hace más barato el jornal (\$ 15,000.00 en el 2007)[8] y en promedio de \$ 25,000.00 pesos en el 2013. Sin embargo, las épocas de cosecha de café pueden generar aumentos debido a la reducción y disponibilidad de mano de obra.

Tabla 9. Costo de mano de obra por hectárea para el departamento de Risaralda [6].

Concepto	Numero de jornales	2007	2013
Costo jornal		\$ 15,000	\$ 25,000
Recolección de frutos (selección y cargue)	16-18	\$ 240,000-270,000	\$ 400,000-450,000
Retiro de vástago	7-10	\$ 105,200-150,000	\$ 175,000-250,000

a. Actualización de mano de obra

Adoptando el procedimiento de actualización de costo de mano de obra mediante ICLU y SM, encontramos (Tabla 10) los valores a 2013, los cuales son comparados con los valores reportados en campo para el departamento de Risaralda.

Tabla 10. Mano de obra actualizada para el año 2013

Concepto	Método		
	ICLU (2007-2013)	SM (2007-2013)	2013 – Dato en Campo
Recolección de frutos (selección y cargue)	\$ 390,833.91	\$ 346,604.80	\$ 425,000.00
Retiro de vástago	\$ 195,570.22	\$ 173,438.32	\$ 212,500.00

La Tabla 10 muestra como el método por ICLU actualiza adecuadamente los costos de mano de obra, teniendo una diferencia del 8% respecto a los valores actualizados en campo para el 2013 comparado con el 18.5% de diferencia generado por el método con SM.

1.2.2. Costos de transporte

Como se ha mencionado se utilizara la tabla SICE-TAC para el 2013. Se considerara como vehículo camiones Turbo con capacidad promedio de 5 a 5.7 toneladas como es detallado en la sección anterior para el Quindío.

a. Vías de Risaralda

A continuación se muestran las distancias aproximadas de las cabeceras municipales hacia la ciudad de Pereira, las distancias promedio de las veredas y fincas a las cabeceras municipales.

Tabla 11. Estado de las vías de Risaralda y distancia aproximada para la ruta del plátano hacia Pereira.

Ruta	estado	Distancia aproximada (Km)	Notas
Apia-Pereira	pavimentada	63	Pueden presentar problemas de taponamiento y banca
Balboa – Pereira	pavimentada	49.8	
Belen de Umbria - Pereira	pavimentada	68.9	
La Celia – Pereira	Pavimentada en su mayoría	64.5	
La Virginia - Pereira		31.1	Pueden presentar problemas de taponamiento y banca
Marsella - Pereira	pavimentada	30.5	
Santuario - Pereira	Pavimentada en su mayoría	62.4	
Santa Rosa - Pereira	pavimentada	13.1	
Quinchia - Pereira	Pavimentada en su mayoría	97.9	Pueden presentar problemas de taponamiento y banca
Mistrató - Pereira	Semi-Pavimentada	106	
Pueblo Rico - Pereira	Pavimentada en su mayoría	81.5	
Dos Quebradas - Pereira	pavimentada	5	

Las vías de Risaralda en general presentan más problemas que las de Quindío, en especial las conexiones rurales de acuerdo a reportes viales de los diarios locales y organizaciones departamentales. Las distancias aproximadas de las vías en Risaralda entre cabecera municipal y capital del departamento para los sitios de producción de plátano son 34.2% mayores a las del Quindío, cuya distancia mayor desde la cabecera municipal a armenia es de 32.7 km comparado por ejemplo con 106 km que se requieren recorrer desde Mistrató a Pereira.

Tabla 12. Distancia promedio de las veredas hacia la cabecera municipal

Municipio	Distancia promedio desde veredas (Km)
Apia	6.6
Balboa	5.9
Belen de Umbria	7.4
La Celia	6.0
La Virginia	5.7
Marsella	7.2
Santuario	8.0
Santa Rosa	11.4
Quinchia	6.6

Mistrato	12.5
Pueblo Rico	15.2
Dos quebradas	4.9
Pereira	16.3

Respecto a las vías desde las veredas, las cuales en su mayoría son destapadas. La distancia promedio es de 8.7 km, 16% mayores a las distancias desde veredas hasta armenia en el Quindío. La distancia promedio mayor que se debe recorrer correspondes a las veredas alrededor del Pereira (16.3 km).

b. Costos de transporte

De acuerdo a la tabla SICE-TAC para las vías del Risaralda como aproximación de la ruta, Armenia-Manizales, se puede obtener un costo en función de la distancia y la carga de \$ 292.80 pesos/(Km*Ton).

Tabla 13. Resumen de los costos para el departamento de Risaralda

Municipio	Costo hasta la cabecera municipal (\$/Ton)	Costo hasta Pereira (\$/Ton)	Costo total (\$/Ton)	Costo por viaje (\$)
Apia	\$ 1,932.49	\$ 18,446.52	\$ 21,304.02	\$ 127,824.11
Balboa	\$ 1,727.53	\$ 14,581.54	\$ 17,234.07	\$ 103,404.42
Belen de Umbria	\$ 2,166.73	\$ 20,174.06	\$ 23,265.79	\$ 139,594.75
La Celia	\$ 1,756.81	\$ 18,885.73	\$ 21,567.54	\$ 129,405.24
La virginia	\$ 1,668.97	\$ 9,106.14	\$ 11,700.11	\$ 70,200.68
Marsella	\$ 2,108.17	\$ 8,930.46	\$ 11,963.63	\$ 71,781.81
Santuario	\$ 2,342.42	\$ 18,270.84	\$ 21,538.26	\$ 129,229.56
Santa Rosa	\$ 3,337.94	\$ 3,835.71	\$ 8,098.65	\$ 48,591.89
Quinchia	\$ 1,932.49	\$ 28,665.31	\$ 31,522.81	\$ 189,136.84
Mistrato	\$ 3,660.02	\$ 31,037.01	\$ 35,622.03	\$ 213,732.21
Pueblo Rico	\$ 4,450.59	\$ 23,863.36	\$ 29,238.95	\$ 175,433.71
Dos quebradas	\$ 1,434.73	\$ 1,464.01	\$ 3,823.74	\$ 22,942.44
Pereira	\$ 4,768.87	\$ -	\$ 5,693.87	\$ 34,163.20

Como se puede observar en la tabla 13, El mayor costo de transporte hasta la cabecera municipal en Risaralda corresponde a Pereira. No obstante, considerando el costo hasta la capital del departamento desde las cabeceras municipales el mayor costo corresponde a Mistrato. Al final el costo por viaje total para transportar 6 toneladas más costoso corresponde a Mistrató, y aunque el costo más alto desde la veredas corresponde a Pereira el costo total por viaje es el más bajo.

Tabla 14. El costo total de transporte de la materia prima para compra se presenta a continuación.

Municipio	Total \$/kg	Descuento por compra de más de 5 Toneladas (descuento 28,6%) (\$/kg)
Apia	\$ 118.50	\$ 84.61
Balboa	\$ 110.36	\$ 78.80
Belen de Umbria	\$ 122.42	\$ 87.41
La Celia	\$ 119.03	\$ 84.99
La virginia	\$ 99.29	\$ 70.90
Marsella	\$ 99.82	\$ 71.27
Santuario	\$ 118.97	\$ 84.94
Santa Rosa	\$ 92.09	\$ 65.75
Quinchia	\$ 138.94	\$ 99.20
Mistrato	\$ 147.14	\$ 105.06
Pueblo Rico	\$ 134.37	\$ 95.94
Dos quebradas	\$ 83.54	\$ 59.65
Pereira	\$ 87.28	\$ 62.32

La tabla anterior muestra el costo total de transporte considerando mano de obra. El costo más alto corresponde a mistrató y el más barato a Dosquebradas. En promedio para Risaralda el costo por kilogramo esta en 113.21 pesos sin descuento por consumo mayor a 5 toneladas. Estos costos son coherentes con los reportados en campo, sin embargo en algunas zonas indican costos en campo 32% más bajos con la particularidad de no son estables y dependen de la época y la competencia de mano de obra con otras cosechas (ejemplo café).

1.3. CALDAS

La Asociaciones en Caldas presenta menor visibilidad respecto a sus homologas en los anteriores departamentos. Estas asociaciones cubren municipios como Palestina, Chinchiná, Neira, Salamina, Anserma, Viterbo y Victoria [4], así como Belalcazar, Pensilvania, Pacora y San José. Algunas de las Asociaciones son AGROPEBEL, FUNCOLAGRO, ASOPAC, PROGROSAN, ASOHOFRUCOL entre otras. Las cuales venden el plátano de primera a la empresa PEPSICO, el cual puede alcanzar cantidades promedio de 16 ton/semana.

El plátano de primera en Caldas se está comercializando a 600 pesos/kg y en algunos casos este precio considera la distribución del producto hasta armenia. Respecto al plátano de segunda, el cual en Caldas corresponde igualmente a un estado de maduración verde, tienen una disponibilidad promedio de 700 Kilogramos por semana a un precio base mínimo de 250 pesos por kilogramo en campo.

1.3.1. Mano de Obra

En el 2000 se reportó un costo de mano de obra representado en un jornal de aproximado de \$ 7,000.00 pesos [9] y respecto al jornal para el 2007 se reportó que en promedio alcanzaba los 17,000.00 pesos [10], 11% más costoso que en Risaralda y 15% más barato que en armenia, adicionalmente se reporta un

jornal de 21,000.00 pesos para el año 2012 [11]. El número de jornales por recolección de frutos persistente para todo el eje cafetero.

Tabla 15. Costo de mano de obra por hectárea para el departamento de Caldas.

Concepto	Numero de jornales	2000	2007	2011
Costo jornal		\$ 7,000	\$ 17,000	21,000
Recolección de frutos (selección y cargue)	16-18	\$ 119,000.00	\$ 289,000.00	\$ 357,000.00
Retiro de vástago	7-10	\$ 59,500.00	\$ 144,500.00	\$ 178,500.00

a. Actualización de mano de obra

Adoptando el procedimiento de actualización de costo de mano de obra mediante ICLU el cual presenta una menor desviación a los datos actuales, encontramos en la tabla 16 los valores a 2013 para el departamento de Caldas. Es importante indicar que debido a que el año base para el ICLU es 2001, no aplica la actualización de datos desde el año 2000.

Tabla 16. Resultados de actualización de mano de obra

Concepto	Método	
	ICLU (2007-2013)	ICLU (2011-2013)
Recolección de frutos (selección y cargue)	\$ 442,391.81	\$ 431,016.63
Retiro de vástago	\$ 221,195.90	\$ 215,508.32

La diferencia entre los costos de mano de obra presentados para datos base del 2007 y 2011 muestran una diferencia de 2.6%.

1.3.2. Costos de transporte

Se utilizará la tabla SICE-TAC para el 2013. Se considerara como vehículo camiones Turbo como se ha mencionado para los departamentos del Quindio y Risaralda debido a que en todo el eje cafetero los contactos de campo afirman la utilización y preferencia de estos vehículos sobre otros.

a. Vías de Caldas

A continuación se muestran las distancias aproximadas de las cabeceras municipales hacia la ciudad de Manizales y las distancias promedio de las veredas y fincas a las cabeceras municipales.

Tabla 17. Estado de las vías de Caldas y distancia aproximada para la ruta del plátano hacia Manizales.

Ruta	estado	Distancia aproximada (Km)	Notas
Palestina-Manizales	Pavimentada en su mayoría	33	
Chinchina -Manizales	Pavimentada	22.9	Restricción de peso para vía antigua (solo se permite camiones sencillos)
Neira - Manizales	Pavimentada	18.5	Posibilidad de derrumbes
Salamina - Manizales	Pavimentada	70.5	
Anserma - Manizales	pavimentada	69.0	Posibilidad de derrumbes y pérdida de banca
Viterbo - Manizales	Pavimentada	102	
Victoria - Manizales	pavimentada	137	
Belalcazar - Manizales	pavimentada	66.4	
Pensilvania Manizales	- Semi pavimentada	116	
Pacora - Manizales	Pavimentada	116	
San José -Manizales	Semi pavimentada	66.3	

La tabla 17 muestra como para caldas la mayoría de los municipios quedan a una mayor distancia del la capital del departamento, 100 km aproximadamente comparado con la distancia de las cabeceras municipales a la capital del departamento para Risaralda y Quindío. Esto genera sobrecostos mayores a los del resto del eje cafetero para las zonas de producción de plátano.

Tabla 18. Distancia promedio de las veredas hacia la cabecera municipal (Manizales)

Municipio	Distancia promedio desde veredas (Km)
Palestina	6.1
Chinchina	8.0
Neira	14.2
Salamina	12.9
Anserma	8.6
Viterbo	6.3
Victoria	17.0
Belalcazar	6.5
Pensilvania	12.9
Pacora	9.8
San Jose	4.8
Manizales	13.2

De igual manera la distancia (promedio 10 km) desde las fincas y veredas a las cabeceras municipales en caldas son mayores que las análogas para los departamentos de Quindío y Risaralda. De acuerdo al

Fondo de Prevención vial 2013, parte de la vía a victoria y Pensilvania presentan gran parte de los peligros los cuales están a 5 m.

b. Costos de transporte

De acuerdo a la tabla SICE-TAC para las vías del Risaralda como aproximación de la ruta, Armenia-Manizales, se puede obtener un costo en función de la distancia y la carga de \$ 313.46 pesos/(Km*Ton).

Tabla 19. Resumen de los costos para el departamento de Caldas

Municipio	Costo hasta la cabecera municipal (\$/Ton)	Costo hasta Manizales(\$/Ton)	Costo total (\$/Ton)	Costo por viaje (\$)
Palestina	\$ 1,912.12	\$ 10,344.23	\$ 13,181.35	\$ 79,088.08
Chinchina	\$ 2,507.69	\$ 7,178.27	\$ 10,610.96	\$ 63,665.77
Neira	\$ 4,451.15	\$ 5,799.04	\$ 11,175.19	\$ 67,051.15
Salamina	\$ 4,043.65	\$ 22,099.04	\$ 27,067.69	\$ 162,406.15
Anserma	\$ 2,695.77	\$ 21,628.85	\$ 25,249.62	\$ 151,497.69
Viterbo	\$ 1,974.81	\$ 31,973.08	\$ 34,872.88	\$ 209,237.31
Victoria	\$ 5,328.85	\$ 42,944.23	\$ 49,198.08	\$ 295,188.46
Belalcazar	\$ 2,037.50	\$ 20,813.85	\$ 23,776.35	\$ 142,658.08
Pensilvania	\$ 4,043.65	\$ 36,361.54	\$ 41,330.19	\$ 247,981.15
Pacora	\$ 3,071.92	\$ 36,361.54	\$ 40,358.46	\$ 242,150.77
San Jose	\$ 1,504.62	\$ 20,782.50	\$ 23,212.12	\$ 139,272.69
Manizales	\$ 4,137.69	\$ -	\$ 5,062.69	\$ 30,376.15

Respecto a los costos de transporte en caldas, los mayores costos para el traslado de la materia prima desde las veredas a las cabeceras municipales corresponden a Neira, y el más bajo para San José con 1504.62 pesos por kilogramo. En total para el costo de transporte desde la vereda hasta Manizales el viaje más costoso corresponde al traslado desde las veredas de la victoria, con un costo total por viaje de 295,188.46 pesos por tonelada.

Tabla 20. El costo total de transporte de la materia prima para compra se presenta a continuación.

Municipio	Total \$/kg	Descuento por compra de más de 5 Toneladas (descuento 28,6%) (\$/kg)
Palestina	\$ 87.94	\$ 62.79
Chinchina	\$ 82.80	\$ 59.12
Neira	\$ 83.92	\$ 59.92
Salamina	\$ 115.71	\$ 82.62
Anserma	\$ 112.07	\$ 80.02
Viterbo	\$ 131.32	\$ 93.76
Victoria	\$ 159.97	\$ 114.22
Belalcazar	\$ 109.13	\$ 77.92

Pensilvania	\$ 144.23	\$ 102.98
Pacora	\$ 142.29	\$ 101.60
San Jose	\$ 108.00	\$ 77.11
Manizales	\$ 71.70	\$ 51.19

Considerando el costo total de transporte, el valor por kilogramo esta en promedio 112.42 pesos por kilogramo, similar al precio encontrado en Risaralda para compras menores a 5 toneladas y 23% más costoso que en Quindío.

2. CO₂ GENERADO EN LA LOGISTICA DE ENTREGA DE MATERIA PRIMA.

Las actividades humanas son las principales causantes de gases de efecto invernadero. En este caso, la recolección y transporte de materia prima generan emisiones por el sistema de energía empleado, como la emisión fugitiva por la combustión en el transporte [12]. Uno de los mayores contaminantes producidos por las emisiones es el CO₂, ya que es el más problemático y el más difícil de manejar, teniendo una vida útil muy larga (50-200 años) [13]. En Colombia en el año 2010 las emisiones de CO₂ procedentes de consumo de combustibles fósiles alcanzaron 72 millones de toneladas métricas, siendo las mayores fuentes: transporte (33%), Industrias de la energía (23%), cambio del uso de la tierra (25%), procesos industriales (10%) y otros (9%).

Con el fin de identificar la cantidad de emisiones de cada actividad el IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) [12] promovió la utilización de factores de emisión como herramienta para lograrlo, los cuales son dependientes para cada caso de estudio y la actividad a la cual están relacionados, como es el caso de las emisiones indirectas debido al transporte [14].

Para el cálculo de las emisiones en kg equivalentes de CO₂ generados por transporte usamos la ecuación:

$$\text{kg CO}_{2\text{eq}} = \text{Energía consumida} * \text{factor de emisión} \quad (3)$$

$$\text{Energía consumida} = \text{Consumo en litros} * \text{densidad combustible} * \text{Poder calorífico inferior}$$

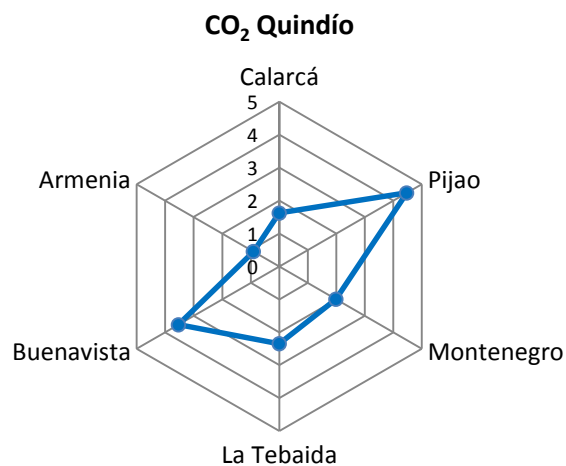
$$\text{Consumo en litros} = \text{distancia (Km)} * \text{factor de consumo}$$

En este trabajo para el camión seleccionado (sección 1.1.2) se encontró un factor de consumo promedio de 4.76 km/L con base en experiencias reportadas por algunos conductores, igualmente se revisó literatura que sustentara valores similares para el mismo tipo de vehículo [15]. Por otra parte, la densidad del combustible relacionado corresponde a ACPM @ 25°C y el poder calorífico inferior (LHV) para este combustible corresponde a 42.37 MJ/kg. Adicionalmente, de acuerdo a la UPME el factor de emisión por transporte vehicular con ACPM corresponde a 74869 kg CO₂/TJ [16].

Tabla 21. Resultados para la cantidad de CO₂ producido por tonelada de plátano transportado en el eje cafetero desde las zonas productoras.

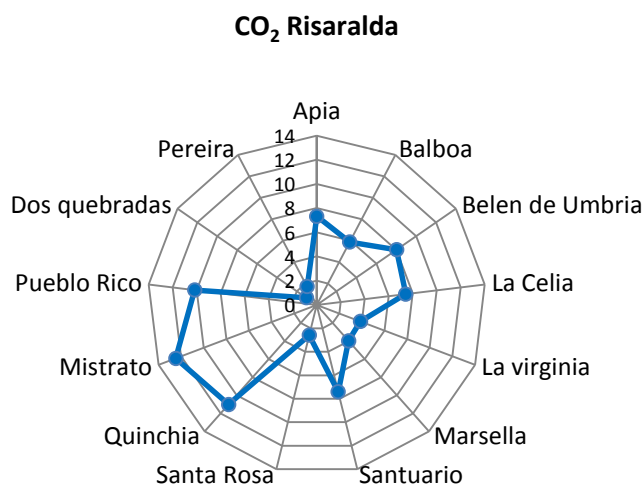
Quindío

Municipio	kg CO ₂ /ton plátano
Calarcá	1.62
Pijao	4.47
Montenegro	1.99
La Tebaida	2.35
Buenavista	3.54
Armenia	0.91



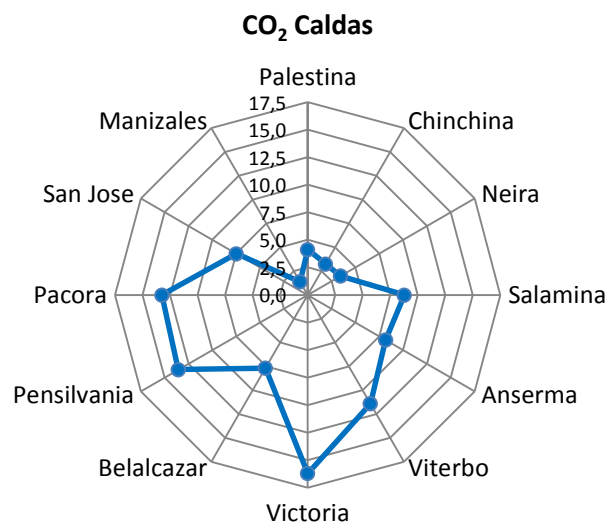
Risaralda

Municipio	kg CO ₂ /ton plátano
Apia	7.33
Balboa	5.86
Belen de Umbria	8.03
La Celia	7.42
La virginia	3.87
Marsella	3.97
Santuario	7.41
Santa Rosa	2.58
Quinchia	11.00
Mistrato	12.47
Pueblo Rico	10.18
Dos quebradas	1.04
Pereira	1.71



Caldas

Municipio	kg CO ₂ /ton plátano
Palestina	4.12
Chinchina	3.25
Neira	3.44
Salamina	8.78
Anserma	8.17
Viterbo	11.40
Victoria	16.21
Belalcazar	7.67
Pensilvania	13.57
Pacora	13.24
San Jose	7.48
Manizales	1.39



De acuerdo a la tabla anterior en el Quindío el traslado de materia prima desde Pijao hasta Armenia produce la mayor cantidad de CO₂ para este departamento con 4.47 kg CO₂/Ton de plátano transportado, 26,5 % más que lo producido si la materia es transportada desde Buenavista. Por otra parte, respecto a los departamentos de Risaralda y Caldas, el transporte desde Mistrato genera 12.47 kg de CO₂ por tonelada de plátano transportada y desde la Victoria 16.21 kg de CO₂ por tonelada de plátano, alrededor de 3 y 4 veces más que lo máximo producido por el transporte desde Pijao en el Quindío.

Las emisiones de los gases realmente está sujeta a la actividad humana, más no se considera el CO₂ producido por el ser humano mismo debido a que es resultado metabólico natural, sin embargo si se es considerado se obtendría 116 g CO₂/ Ton plátano por retiro del vástago y 3,3 g CO₂/ Ton plátano por cargue y descargue.

REFERENCIAS

- [1] Sarache W. A., Cardona C. A. Tamayo J. A., Localización y Sistemas de Información Logístico, Universidad Nacional sede Manizales, 2009.
- [2] Fundación Codesarrollo, Alianza Productiva Para La Competitividad Del Cultivo De Plátano En El Departamento Del Quindío, Ministerio De Agricultura Y Desarrollo Rural, 2006.
- [3] Corpoica, Poscosecha, Industrialización y Uso de Subproductos del Plátano, Capacitación Tecnológica para el Mejoramiento del Agronegocio del Plátano en el Eje Cafetero, 2002.
- [4] Miguel Mazzeo Meneses, Libardo León Agatón, Luis Fernando Mejía Gutiérrez, Luz Enith Guerrero Mendieta y Juan Diego Botero López, Aprovechamiento Industrial De Residuos De Cosecha Y Poscosecha Del Plátano En El Departamento De Caldas, Asociación Colombiana de Facultades de Ingeniería, 2010.
- [5] Nancy Valencia Ospina, Diana Alejandra Urrego Ocampo, Propuesta Para El Diseño De Un Plan De Negocios Con Productores De Plátano En El Corregimiento De Quebrada Negra, Calarcá Quindío, Trabajo de grado, Universidad Tecnológica De Pereira, 2007.
- [6] Ministerio de Transporte, Sistema de Información de Costos Eficientes para el Transporte Automotor de Carga SICE-TAC, Republica de Colombia, 2013.
- [7] Agronet, Producción nacional por producto, Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, 2011.
- [8] Blanco Ospina, A. F., Formulación del Proyecto Encaminado a la Implementación y Aplicación de Tecnologías en los Cultivos de Plátano de Risaralda, trabajo de grado, Universidad Tecnológica de Pereira, 2007.
- [9] Ríos Gallego, Germán, Caracterización de los sistemas de producción agropecuarios en el departamento de Caldas, 2000

[10] CODESARROLLO, Fortalecimiento De La Actividad Productiva Del Cultivo Del Platano De Exportacion Como Generador De Ingresos A Productores Organizados, Ministerio De Agricultura Y Desarrollo Rural, 2007.

[11] Alexander Torres-Rodríguez, María Elena Bernal-Vera, Elmer Castaño-Ramírez, Evaluación Económica Y De Energía De La Práctica “Embolsado” En Plátano (Musa Aab Simmonds) En El Departamento Del Quindío-Colombia, agron. 20(1): 64 - 76, 2012.

[12] Academia Colombiana de Ciencias Exactas, Físicas Y Naturales, Factores de Emisión de Los Combustibles Colombianos, Informe para la UPME (Unidad de Planeación Minero Energética), Julio 2003.

[13] Zhang Chuanping, Niu Xiaoliang, Zhou Qianqian. Research on China Energy Structure with CO2 Minimum Emission In 2020. Energy Procedia, 5 (2011) 1084–1092.

[14] Oficina Catalana del Canvi Climàtic, Guía Práctica para El Cálculo de Emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI), marzo 2013.

[15] Ecomotrix, Diseño e Implementación de una Estrategia de Seguimiento a una Muestra de Participantes del Programa Masivo de Capacitación en Conducción Eficiente, Chile, 2005.

[16] Academia Colombiana de Ciencias Exactas, Físicas Y Naturales (Accefyn), Factores de Emisión de los Combustibles Colombianos, UPME, 2003

CAPITULO 2: EXPERIMENTACIÓN

La reacción de hidrólisis del almidón de plátano es una de las etapas más importantes en la producción de glucosa. Esta se puede desarrollar de diferentes maneras, las más comunes son la ácida y la enzimática [1, 2]. La producción de glucosa de forma enzimática consiste de gelatinización, licuefacción y sacarificación del plátano; para este propósito se debe someter a calentamiento la pulpa de plátano, afectando los enlaces de hidrogeno en el almidón, produciendo una hinchazón que permite la absorción de agua con el fin de lograr una mejor interacción ya sea con las enzimas o catalizadores ácidos. Sin embargo, el uso de ácido afecta el valor nutricional de la glucosa [1], (la norma técnica colombiana 610, indica máximo ceniza sulfatada 0,8 ppm y 40 ppm de dióxido de azufre). La relevancia de la utilización de enzimas en la hidrólisis de la pulpa de almidón radica en su selectividad para producir glucosa sin contaminar el medio como lo hace el ácido, así como aprovechar la característica de que los almidones cerosos (ricos en amilopectina) como es el caso del almidón de plátano son más susceptibles a las enzimas que los almidones ricos en amilosa [2] (ver tabla de composición). Adicionalmente, la etapa de licuefacción puede reducir el grado de polimerización del almidón cuando se utiliza la enzima alfa amilasa, que junto con el uso de glucoamilasa en la sacarificación permite obtener glucosa. Por otra parte, el uso de celulasa actúa en la fibra de forma similar pero sobre los enlaces beta una vez se haya pre-tratado el material para exponer la celulosa [3]. En este capítulo se evalúa el comportamiento experimental de la producción de glucosa a partir de almidón de plátano frente a enzimas amiláceas de diferentes características de actividad y edad, así como el comportamiento de la cáscara de plátano frente al pretratamiento ácido y la hidrólisis enzimática con celulasas.

1. EXPERIMENTACIÓN SOBRE LA PULPA DE PLÁTANO

1.1. Evaluación de diferentes escalas hidrólisis de almidón de plátano con enzimas HT-340L y GA-300L

Tabla 1. Especificaciones de Hidrólisis para 3 tamaños de reactores diferentes

Concepto	Escala laboratorio			Unidad
Volumen inicial de reacción	0.8	1	2	L
Concentración inicial de almidón	70-73	70-73	70-73	g/L
Cantidad de buffer	4	5	10	ml
Cantidad de alfa amilasa	confidencial	confidencial	confiden.	ml
Cantidad Glucoamilasa	confidencial	confidencial	confiden.	ml
Temperatura máxima	90	90	90	°C
Temperatura licuefacción	65-75	60-70	65-70	°C
Temperatura Gelatinización	55-60	55-60	55-60	°C
Rango de pH	4-6	4.4-5.7	4.9-5.7	
Agitador	Ancla cerrada	Rushton	Rushton	
Velocidad	60 (cada 10 min)	250	300-350	rpm

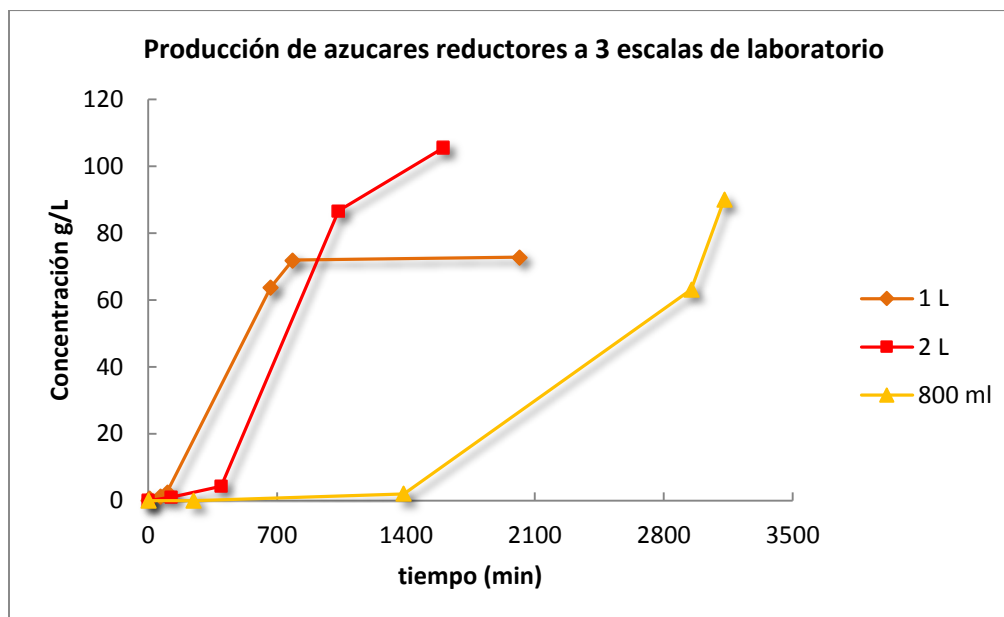


Figura 1. Perfil de concentración de azúcares reductores (glucosa) para las 3 escalas de laboratorio.

La tabla 1 muestra las condiciones de operación similares para 3 tipos de escala laboratorio, utilizando la misma enzima y aproximadamente la misma concentración de pulpa de plátano. Sin embargo, dentro de las diferencias que se pueden encontrar por límites de los equipos están las desviaciones en las temperaturas de licuefacción y gelatinización, siendo menores para los reactores de 1.5 L y 3 L con volúmenes efectivos de reacción de 1 y 2 L correspondientemente. Adicionalmente, uno de los factores más importantes que puede generar la mayor diferencia radica en el tipo de agitación y la velocidad de agitación. Como se puede ver la Figura 1. La escala de 0.8 L aunque tiene las condiciones más aproximadas a las ideales requirió el doble del tiempo para alcanzar una alta concentración de glucosa (>90 g/L). Esto se debe principalmente a la agitación, la cual aunque era tanto axial como radial no era constante en comparación con las otras dos escalas. Así mismo la diferencia principal respecto a la escala de 1 L y 2 L radica en que a 250 rpm y la viscosidad presente sólo se alcanzaba principalmente flujo radial mientras que a 300-350 rpm en el diseño de agitador Ancla se lograba desarrollar tanto flujo axial como radial. Estas diferencias para la distribución de la materia prima disminuyen el contacto con las enzimas y el sustrato, generan retrasos y disminuyen las conversiones. Por otra parte, se debe considerar la pérdida de agua en el tiempo, la cual influye en las concentraciones finales. En estos casos la pérdida promedio corresponde a 13.7 ml por hora. Al final se obtuvieron las siguientes conversiones: para el sistema de 0.8 L, 86 %; para el sistema de 1 L 81 %; para el sistema 2 L 89%.

Kolusheva y Marinova (2007) reportan que para 150 ml y una concentración de almidón de 250 g/L logró una hidrólisis de almidón de hasta 30%, con concentraciones finales de hasta 80 g/L [1], esto indica comparado con los resultados obtenidos en este trabajo la posibilidad de inhibición por producto. Apar y Özbeck (2005) reportan conversiones superiores al 80% para almidón de arroz en un reactor de 1 L [4]. De igual manera muestran una disminución de la conversión de hidrólisis con el aumento del producto y reportan fenómenos parecidos de otros autores para almidón de trigo. El aumento de azúcares causa un

decrecimiento en la transferencia de masa, el cual es un efecto osmótico que reduce la actividad de agua en las proximidades del complejo enzima-almidón. [4]

1.2. Evaluación de la viscosidad

En esta serie de experimentos, diluciones volumétricas de 1:3 al 7 solido: líquido fueron preparadas para un total de 5 concentraciones. Se mantuvieron las proporciones de las dosis de buffer y enzimas, así como se manejaron los mismos rangos de temperatura y pH para las enzimas correspondientes.

Tabla 2. Condiciones de operación para la hidrólisis de 5 concentraciones diferentes de pulpa de plátano.

Concepto	valor	Unidad
Volumen inicial de reacción	0.8	L
Concentración inicial de almidón	46 – 94	g/L
Cantidad de buffer	2.6 – 5.1	ml
Cantidad de alfa amilasa	Confidencial	ml
Cantidad Glucoamilasa	confidencial	ml
Temperatura máxima	90	°C
Temperatura licuefacción	65-70	°C
Temperatura Gelatinización	60-63	°C
Rango de pH	4-6	
Agitador	Ancla	
Velocidad	100	rpm

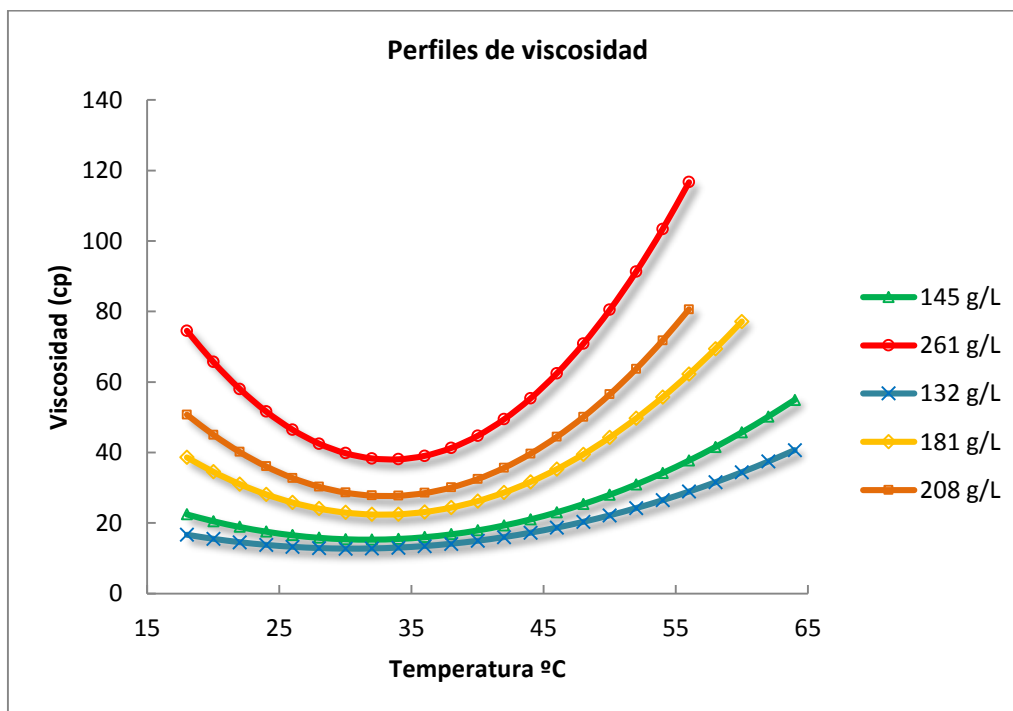


Figura 2. Perfiles de viscosidad para temperatura entre 18 a 65 °C.

La figura 2 muestra las curvas de viscosidad generadas en la etapa de gelatinización para temperaturas entre 18 y 65°C. Como se puede observar para cualquier concentración, antes de los 35 °C la viscosidad decrece a un rango de entre 38 a 13.5 centipoises, es decir, a una concentración de 261 g/L de pulpa (dilución 1:3) la viscosidad es 2.8 veces mayor a 35°C que la lograda por una concentración de 134 g/L (dilución 1:7). Para las características desarrolladas en este tipo de gelatinización un tratamiento intermedio entre tratamiento con calor y cocido fue desarrollado. Esto se debe a que el primero considera un contenido excesivo de humedad superior al 30% y temperaturas alrededor de los 90°C y el segundo tratamiento considera un exceso de agua mayor al 60% [5]. Por lo tanto, los cambios en el almidón como resultado del tratamiento con calor son debido a las asociaciones entre las cadenas poliméricas en el granulo y los cambios de viscosidad con el incremento de la humedad [5].

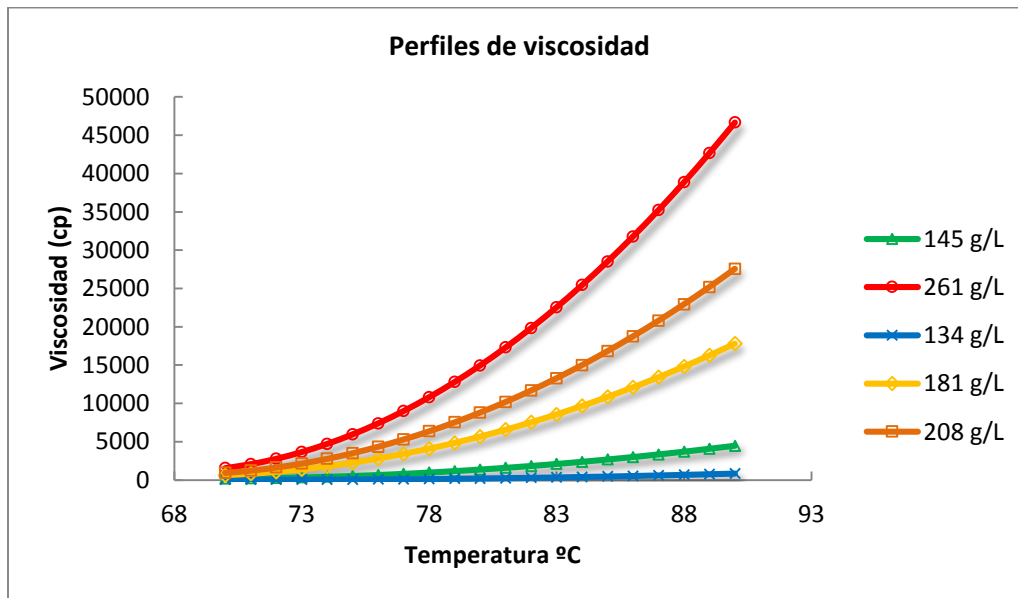


Figura 3. Perfiles de viscosidad para temperatura entre 70 a 90 °C.

La figura 3. Representa los perfiles de viscosidad para temperaturas superiores a 70°C. Esta muestra la diferencia relevante en la viscosidad, la cual va aumentando con el incremento de la temperatura y en función de la concentración. Para los 90°C la concentración de 261 g de pulpa por litro alcanza una viscosidad de 46671 cp, la cual es 55 veces más que los 855 cp alcanzados para el sistema con una concentración de 134 g/L. Por otra parte, la temperatura de gelatinización cambia dependiendo de la variedad de plátano pero usualmente se encuentra por encima de 65°C para plátano hartón y puede estar entre 60.3°C y 82.9°C [6]. Esta diferencia en la temperatura se debe principalmente a la composición del almidón, en especial a la cantidad de amilopectina y amilosa, la estructura de la amilopectina y la estructura del granulo [7]. Una vez la temperatura alcanza los 90°C, en algunos casos la viscosidad empieza a decrecer despues de haber logrado un pico de viscosidad, hay una reducción del 35% en sistemas con alta cocrntracion y de alrededor del 10%. Como se observa en la figura 3, realmente la viscosidad tambien aumenta por la perdida de agua por evaporación. En estos sistemas se alcanzo hasta 0.7 ml/min aproximadamente, sin embargo la concentración se mantuvo debido al remplazo de agua perdida.

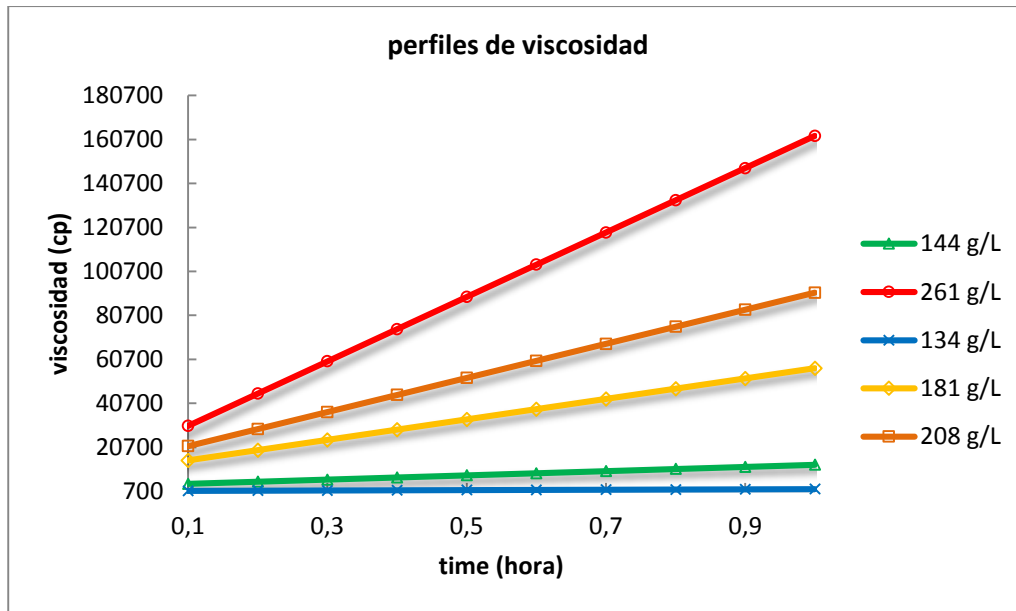


Figura 4. Perfiles de viscosidad para temperatura constante de 90°C

Como lo muestra la figura 4, la gelatinización por una hora presenta un incremento pronunciado de la viscosidad que puede alcanzar los 160700 cp, y aun se considera esta en el rango de los almidones debido a que para suspensiones importantes de sólidos esta puede llegar hasta los 500000 cp [8]. De cualquier manera, este valor decrece debido al efecto de la enzima y disminución de la temperatura para las siguientes etapas. El comportamiento presentado tienen concordancia con el obtenido por Torre et al. (2008) para almidón de banana el cual no muestra un pico de viscosidad como otros almidones como el de maíz [9].

Una vez que se reduce la temperatura a 70 °C hay un cambio dramático en la viscosidad en función de la concentración de almidón, lo que genera una disminución para el caso de 261 g de almidón por L de 160000 cp a 25000 cp, y en el caso de 134 g de pulpa por L desde 1681 cp a 1345 cp. Esto demuestra la notable influencia de la temperatura. Una vez se agrega la alfa amilasa junto al buffer, durante la primera hora no se presentan cambios importantes en la viscosidad, la cual se reduce en un promedio de 8%. Sin embargo, al final de 160 minutos la viscosidad para una concentración de 208 g/L cambia de 11679 cp a 1848 cp por el efecto de la enzima como lo muestra la figura 5. De igual manera para la concentración menor de 134 g/L la viscosidad cae alrededor de 300 cp.

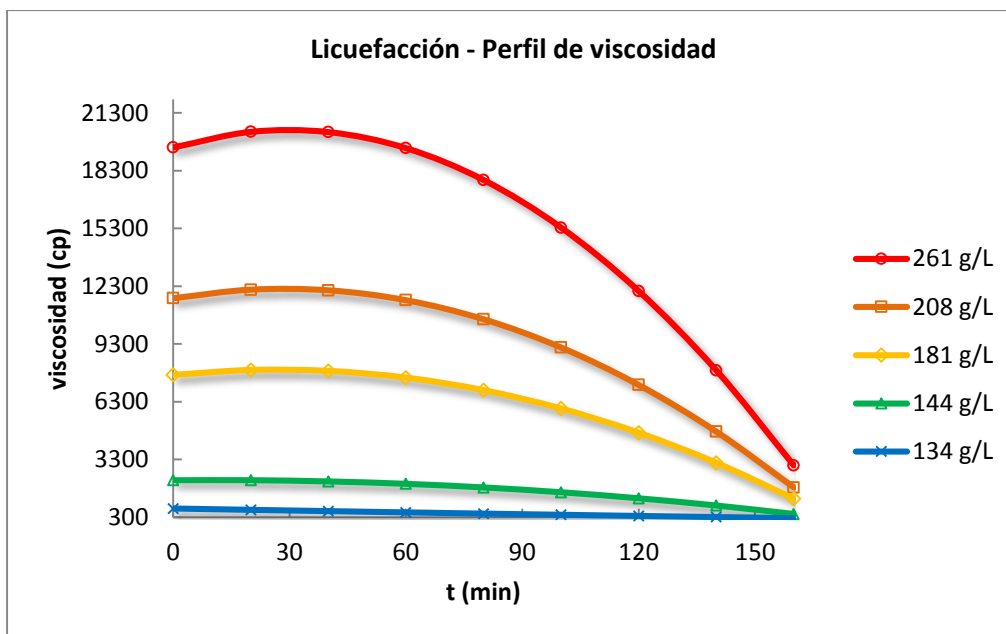


Figura 5. Perfiles de viscosidad para la licuefacción a 70°C

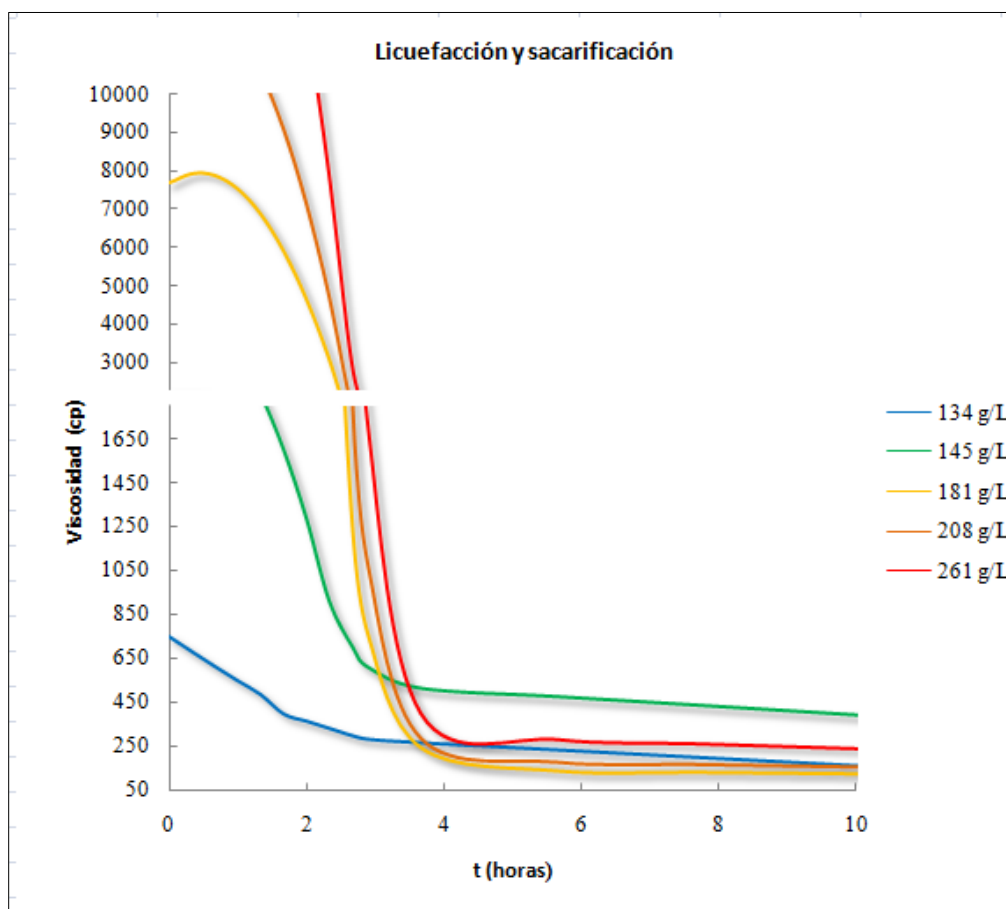


Figura 6. Viscosidad en las etapas de licuefacción, transición y sacarificación

Una vez termina la etapa de licuefacción, la temperatura es reducida alrededor de 60°C para agregar la enzima y luego de agregada la glucoamilasa la viscosidad continúa disminuyendo. Después de 22 horas de sacarificación, las viscosidades de todos los sistemas convergen como se puede ver en la figura 6 para las primeras 10 horas de tratamiento enzimática. Al final se obtiene un promedio de 72 cp para todas las concentraciones.

Terminando el proceso de hidrólisis, la glucosa en algunos casos se separó y se midió su viscosidad, encontrándose para una concentración de grados brix de 18.8 una viscosidad de 0.62 cp para una temperatura de 82°C y 1.32 cp para 40°C.

1.3. Evaluación densidad

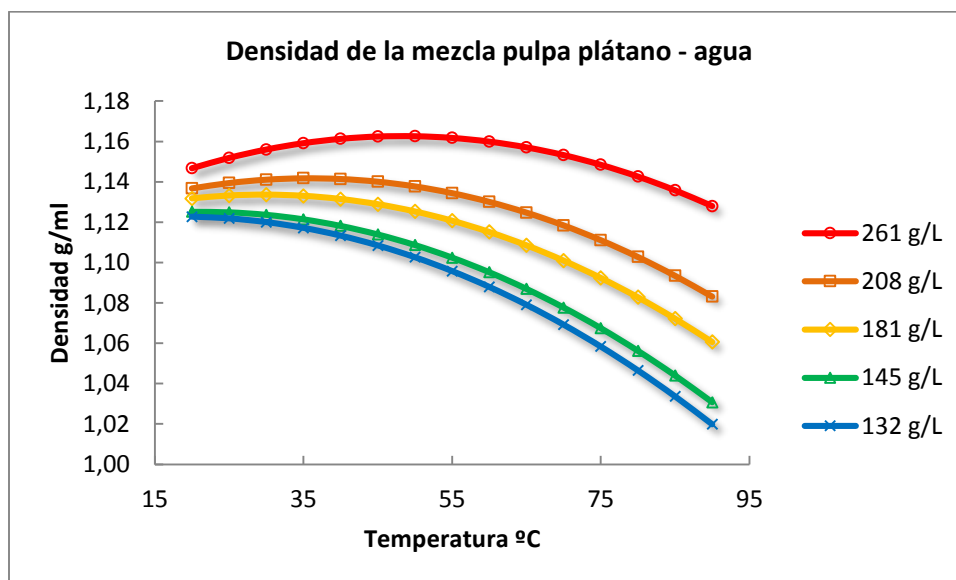


Figura 7. Perfiles de densidad de la pulpa de plátano con agua a diferentes temperaturas

La Figura 7 muestra como el aumento de temperatura genera en la mezcla a diferentes concentraciones una disminución de la densidad. A diferencia de lo que ocurrió con la viscosidad para altas concentraciones, son las bajas concentraciones las que muestran mayores cambios en la densidad mostrando diferencias del 10% entre 20°C y 90°C para la menor concentración y del 1% para la mayor concentración.

1.4. Comparación de producción de azúcares en función de la concentración de pulpa

La figura 8 muestra los resultados finales de la hidrólisis de pulpa de almidón, donde la mayor concentración de azúcares fue obtenida para una dilución 1:4 con concentración de 208g/L de pulpa de plátano, 16.3% más que la cantidad de azúcares obtenidos para una concentración de plátano de 188 g/L. la mayor conversión fue obtenida para una concentración de 144 g/L con alrededor del 92%. La conversión para la concentración de 208g/L fue de 86% comparado con la baja conversión de 51% alcanzada por la concentración de 261g/L, reflejando las limitaciones generadas por la viscosidad del sistema. Los sistemas con altas concentraciones pueden generar una gran cantidad de azúcares pero a

costo de una baja conversión, por lo cual el almidón se debe recircular o pasar a una segunda etapa de reacción. Los sistemas con bajas concentraciones generan una menor cantidad de azúcares disponiendo mayor volumen para la cantidad de agua requerida pero otorgando mayores conversiones, sin embargo dicha cantidad de agua puede generar un requerimiento energético considerable en las etapas de concentración del producto. Kunamneni y Singh (2005) reportan conversiones del 88% y 90% para una concentración de sólidos de 15 y 20% respectivamente para la hidrólisis de almidón de maíz [10], lo cual es análogo al 92% y 86% obtenido para unas concentraciones de sólidos aproximadas en este trabajo.

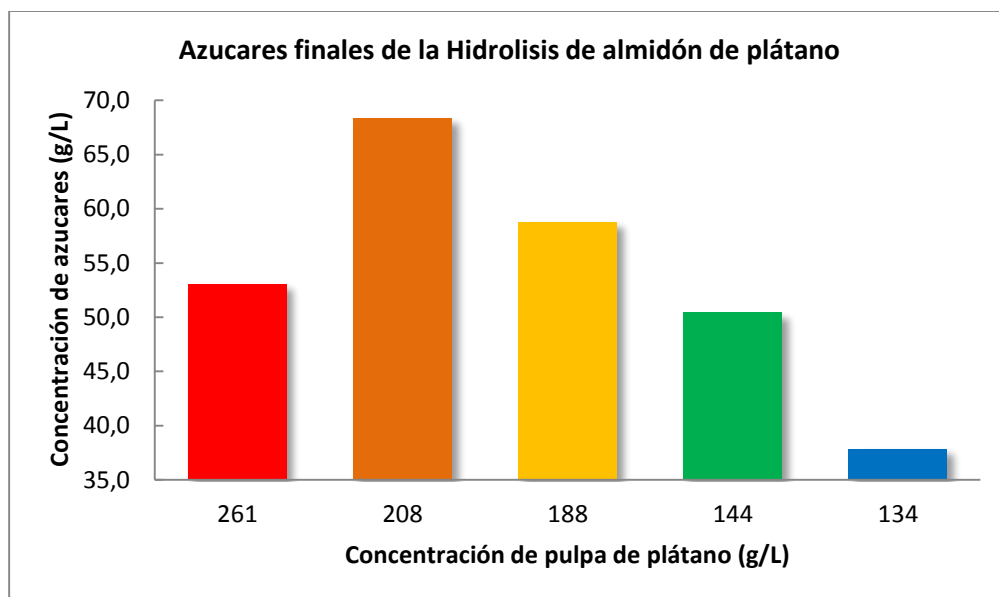


Figura 8. Concentración final de azúcares obtenidos de hidrólisis enzimática de almidón de plátano.

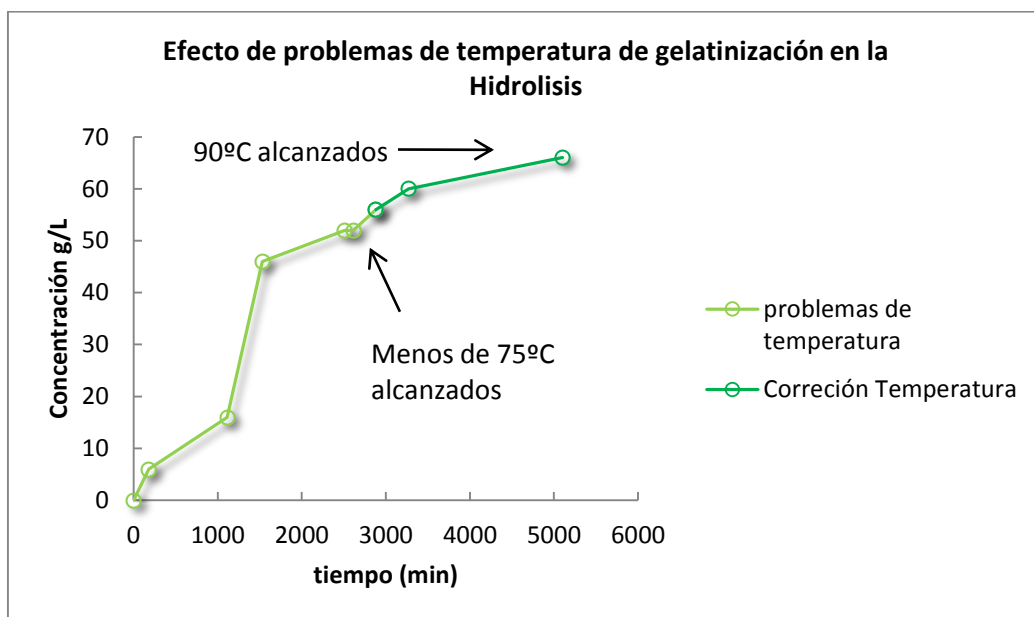
1.5. Experimento sobre 10 Litros, problemas de transferencia de calor

Tabla 3. Características para hidrólisis en reactor de 20 litros

Concepto	valor	Unidad
Volumen inicial de reacción	10	L
Concentración inicial de almidón	65-70	g/L
Cantidad de buffer	51	ml
Cantidad de alfa amilasa	Confidencial	ml
Cantidad Glucoamilasa	confidencial	ml
Temperatura máxima	75	°C
Temperatura licuefacción	68-72	°C
Temperatura Gelatinización	57-62	°C
Rango de pH	4-6	
Agitador	Tipo marino	
Velocidad	100	rpm

La Tabla 3 muestra características para la hidrólisis en un reactor de 20 Litros enchaquetado (ver imagen). Uno de los problemas más importantes encontrados a medida que se aumenta la escala de

reacción es la transferencia de calor y la pérdida de calor. En este caso alrededor del 50% de la chaqueta del reactor no alcanzaba la temperatura requerida de 90°C, así como el sistema de calentamiento utilizado con agua no generaba una distribución adecuada del calor en el reactor. Como consecuencia la temperatura máxima alcanzada fue de 75°C lo que generó una mala gelatinización y producción de azúcares reductores en especial glucosa y polisacáridos de cadena corta (representados por aumento de sólidos solubles) como se puede ver en la figura 9. Al final para esta etapa se logra solamente una conversión del 70.7%, luego con el fin de recuperar la hidrólisis se utilizó un reactor de 15 L controlado que permitió alcanzar la gelatinización requerida. Aunque la dosis de enzima se repitió sólo se logró aumentar la conversión en un 2.5% alcanzando al final una conversión del 72.6%, lo que indica que la recuperación de la reacción en caso de problemas de transferencia de calor genera dificultades importantes. Se presume que las causas para no lograr la conversión adecuada de la pulpa radica que en una segunda gelatinización se puede estar generando compuestos inhibidores como el Hidroximetilfurfural (HMF) a partir de azúcares remanentes en los sólidos y en caso de no ser retirado la fase líquida de la primera hidrólisis los azúcares en esta fase también pueden generar HMF. Adicionalmente, debido a un primer intento de gelatinización, la estructura del almidón cambia y presenta saturación de agua. Como se ha observado en el laboratorio se genera una pasta densa y dura en comparación con la pulpa original de plátano, esto indica que el almidón estará menos expuesto a las enzimas y por ende se generará una menor transformación. Apar y Özbeck (2005) reportan este efecto y como disminución en las conversiones esta función de la disminución de la temperatura para el almidón de arroz. Hernandez et al. (2008) Reportan un jarabe rico en glucosa con un índice de dextrosa de 80 en un reactor de 20 Litros [11], esto se pudo interpretar como una conversión de almidón mayor al 80%, reiterando las bondades del escalado para la transformación del almidón.



1.6. Comparación enzimas viejas (HT-340L y GA-300L) y nuevas (Amilasa 240 KNU-S/g y 750 AGU/g)

Tabla 4. Características de hidrólisis entre enzimas nuevas y antiguas

Concepto	Viejas enzimas	Nuevas enzimas	Unidad
Volumen inicial de reacción	2	0.9	L
Cantidad de almidón	69-72	64-67	g/L
Cantidad de buffer	5.1	Sin buffer	ml/L
Cantidad de alfa amilasa	confidencial	Confidencial	ml/L
Cantidad de Glucoamilasa	confidencial	confidencial	ml/L
Tiempo de gelatinización	58-62	58-62	min
Tiempo de licuefacción	180	120	min
Tiempo de sacarificación	1440	120	min
Agitador	Rushton	Ancla	
Velocidad de agitación	300-350	70	rpm
Conversión	89	95.1	%

La tabla 4 muestra características particulares entre el desarrollo de hidrólisis por las enzimas viejas y nuevas, en especial las ventajas por las nuevas alfa amilasas y glucoamilasas, como es el hecho de la no necesidad de buffer como se mostrará más adelante, así como una menor cantidad de alfa amilasa y una reducción de tiempo en la licuefacción del 33% y del 91% para la sacarificación. Así mismo se encontró un aumento en la conversión alcanzando hasta 95.1 %, una mejora del 7%. Por otra parte, el requerimiento de glucoamilasa aumenta 61 %. Como se observa en la figura 10 se pueden alcanzar concentración de azúcares similares las producidas por las anteriores enzimas en un séptimo del tiempo que se requería anteriormente y con una productividad de 10.53 g/L*h, 2.7 veces mayor a la productividad de 3.95 g/L*h alcanzada con las enzimas viejas.

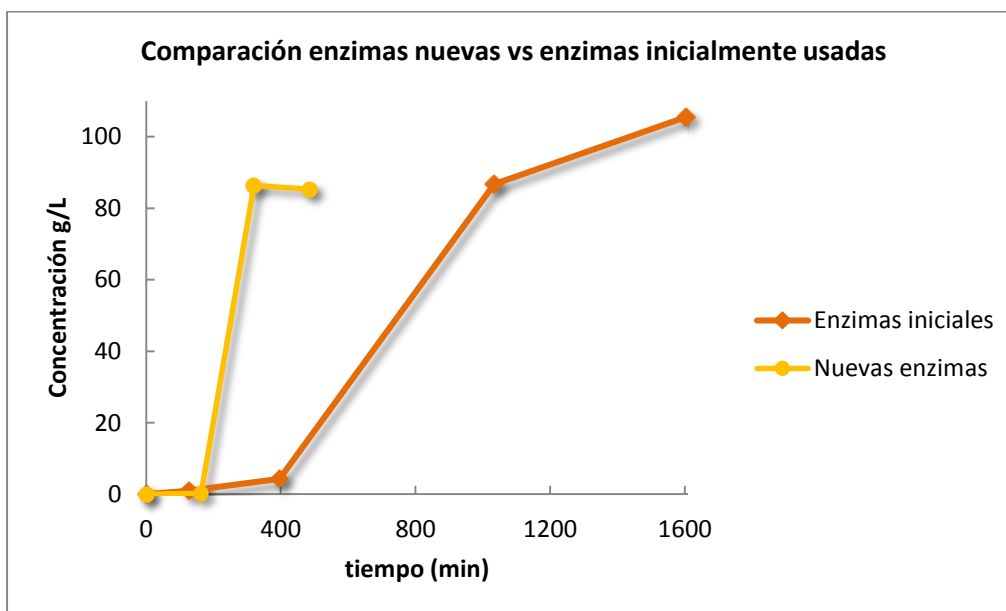


Figura 10. Diferencias en la producción de azúcares respecto a las enzimas nuevas y viejas.

1.7. Comportamiento de la velocidad y la gelatinización

La figura 11 muestra la disminución de la velocidad en un sistema de gelatinización de 900 ml de pulpa de plátano. Inicialmente la velocidad fue establecida alrededor de 79 rpm para un agitador tipo ancla cuyo motor no estaba adaptado para corregir automáticamente la disminución de velocidad, por lo tanto como se puede ver cuando la temperatura llega a 83.5°C estando esta en el rango de gelatinización para la pulpa de plátano, la velocidad disminuye hasta 36 rpm debido a la resistencia del medio por aumento de la viscosidad. Esto a nivel piloto e industrial genera una inadecuada distribución de la materia prima, por lo cual se debe generar la corrección correspondiente que implica mayor consumo de potencia (ver capítulo 4), lo cual en caso de no disponer con el motor adecuado puede generar un daño del mismo.

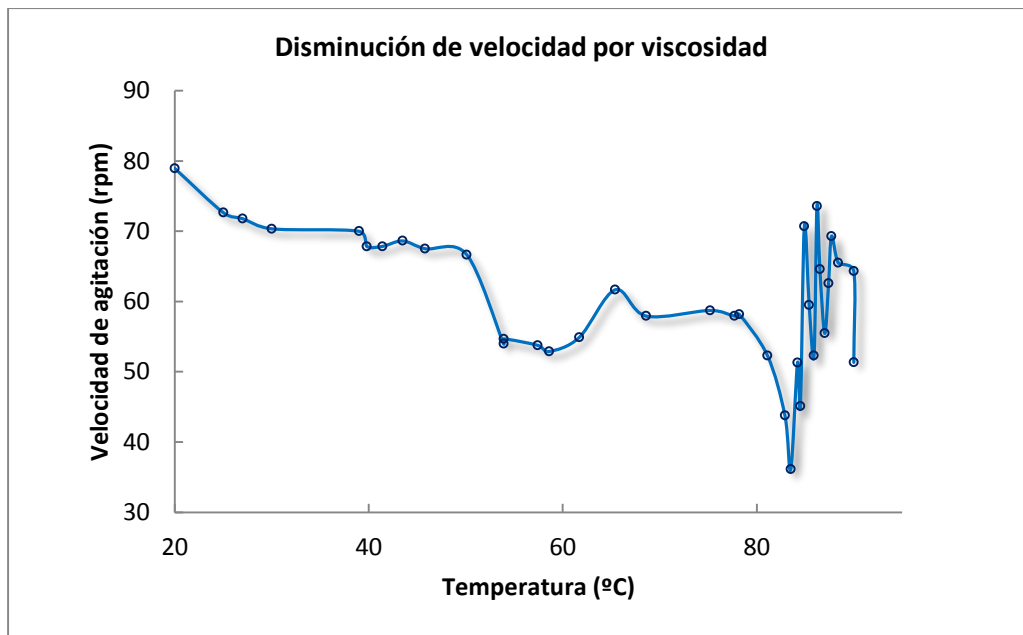


Figura 11. Comportamiento de velocidad de agitación en la gelatinización para un agitador tipo ancla

1.8. Comparación de Hidrólisis con Buffer y sin buffer

La figura 12 resalta el hecho de que se pueden alcanzar conversiones de almidón y concentraciones de azúcares similares ya sea o no utilizando la solución buffer para dos sistemas con la mismas condiciones de temperatura, concentraciones, agitador y velocidad de agitación. Esto implica una reducción de costos en el proceso. Al final se obtuvieron conversiones entre 87 y 95 %, siendo el sistema sin buffer el de mayor conversión. Como se ha observado hasta ahora la mayor conversión lograda corresponde a 95%.

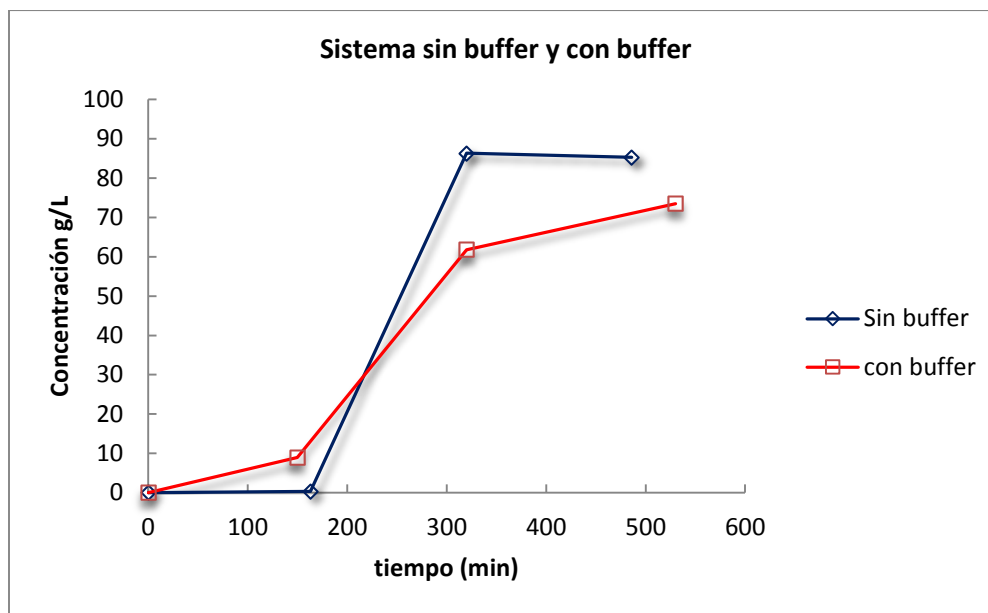


Figura 12. Comparación de la necesidad de buffer con las nuevas enzimas para la hidrólisis.

1.9. Uso de 50 % de la dosis de alfa-amilasa

A medida que se desarrolla la hidrólisis nuevas condiciones deben ser evaluadas con el fin de alcanzar mejores rendimientos y características de proceso. En este caso se evaluó el uso de citrato de sodio como agente base y junto con el ya usado ácido cítrico, así mismo se desarrolló la hidrólisis con una dosis de alfa-amilasa igual a la mitad normal requerida. Al final se encontraron concentraciones de azúcares reductores similares a las encontradas en los experimentos anteriores de hasta 74.2 g/L. Por otra parte, las conversiones alcanzadas fueron de 94.8% para la hidrólisis normal con citrato, y de 86% cuando citrato y 50% de la alfa amilasa son usados. Por lo tanto, se encontró que el uso de citrato no genera grandes cambios en la hidrólisis y el uso del 50% de enzima genera una reducción de la conversión en un 9.3%. esta baja reducción se debe principalmente a que para los sólidos solubles representados generalmente en este caso por los polisacáridos de cadena media, la matriz polimérica del almidón se fue descomponiendo gracias a la acción de la enzima (como se ve en la figura 13). Inicialmente en menor proporción a la conversión con la dosis completa, pero finalmente se alcanzó una producción similar de polisacáridos para los dos escenarios debido a la contribución de la dosis normal de glucoamilasa, la cual una vez abierta la matriz polimérica por la alfa amilasa puede adelantar transformaciones adicionales a las conversiones de los polisacáridos a azúcares simples, en este caso glucosa. Al final el uso de 50% de la dosis de alfa-amilasa genera una mayor concentración de polisacáridos de cadena media y alta que no alcanzan a ser totalmente transformados por la glucoamilasa.

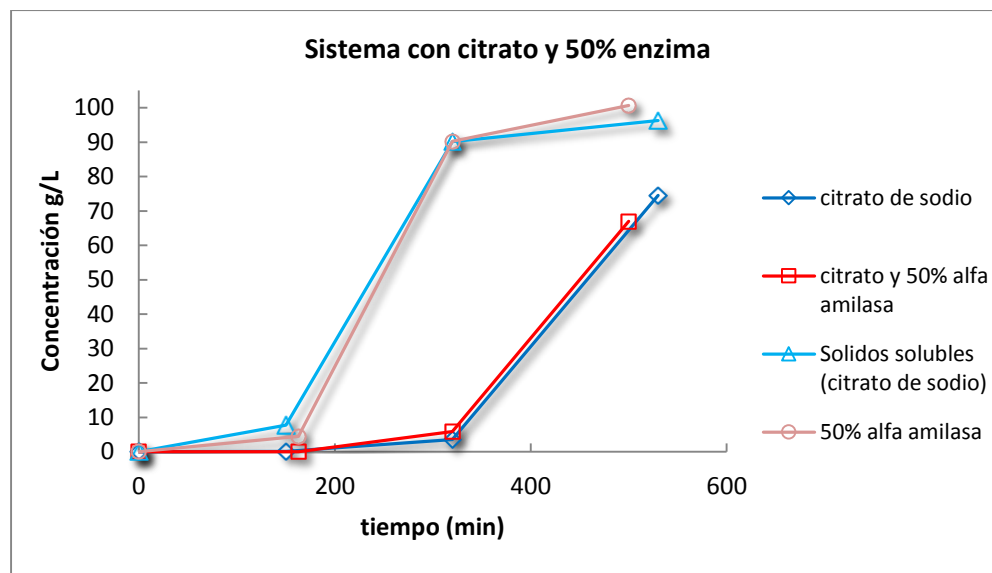


Figura 13. Uso de 50% glucoamilasa y citrato de sodio para corregir pH

1.10. Comparación de dos métodos de molienda

La figura 14 muestra las diferencias generadas por dos tipos de molienda: molienda seca la cual alcanza un tamaño de partícula promedio hasta 0.69 mm y licuado con fase líquida donde se alcanzan tamaños de partícula hasta 0.33 mm. En ambos casos se utilizó el mismo volumen de reacción, dosis de enzima, temperaturas, pH y tiempo de reacción. Como se puede observar, la cantidad de sólidos solubles (SS) en la hidrólisis es mayor para la materia prima licuada que para la materia prima molida en seco, en especial en la etapa de licuefacción. Es decir que la alfa amilasa tuvo mejor acceso al almidón cuando se licua con una fase líquida, esto especialmente debido a que el menor tamaño de partícula genera mayor área de superficie y mejor interacción de los reactivos con el catalizador. Por lo tanto esta reducción del tamaño de hasta la mitad de lo que se puede lograr por molienda seca permite una conversión del 95% comparada con el 27%. Otra característica que se aprecia de la molienda seca es la formación de grumos por compactación como si fuese el caso de mala gelatinización como se vio anteriormente.

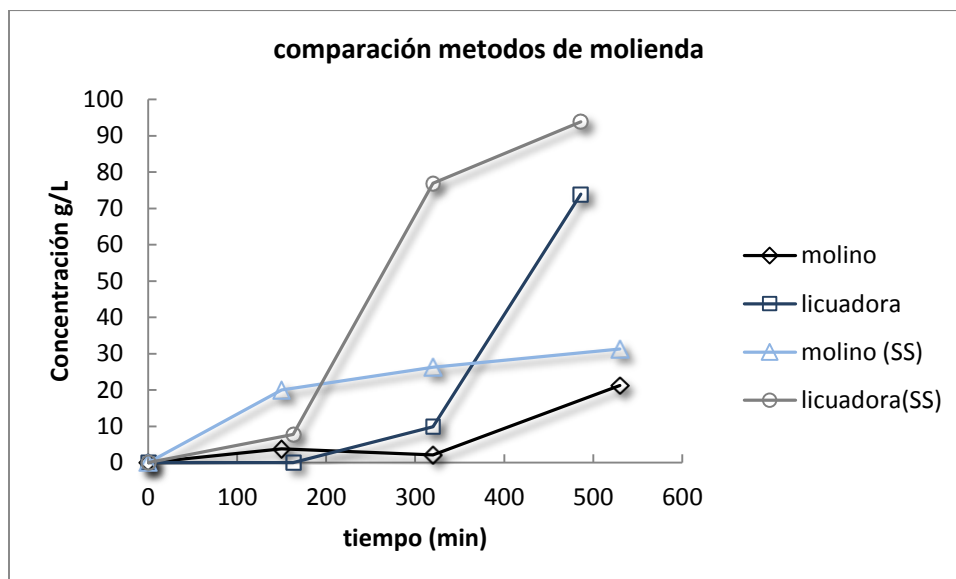


Figura 14. Comparación entre la glucosa producida por molienda seca y licuado.

1.11. Tratamiento ácido a residuos de hidrólisis

Con el fin de aumentar la cantidad de glucosa que se puede producir, se probó el reúso de los residuos sólidos de la hidrólisis enzimática del almidón mediante hidrólisis ácida a diferentes concentraciones. Como se puede observar, la concentración de azúcares (específicamente glucosa) inicialmente es la misma para todos los ensayos, la cual es propia del residuo y aumenta a medida que el almidón restante y parte de la fibra se van transformando. Al final se puede obtener como máximo 5.2 g/L más de lo que se puede obtener sólo por la hidrólisis, sin embargo el pH y la cantidad de ácido indican la alta posibilidad de producir compuestos tóxicos como HMF y furfural, sin contar el propio ácido en la mezcla. Por lo cual se infiere que esta cantidad adicional de azúcares que se puede obtener no debe ser destinada para uso alimenticio. La disminución de la cantidad de ácido con el fin de evitar subproductos tienen como consecuencia bajas conversiones y una cantidad adicional de azúcares de hasta 1.3 g/L, lo cual no justificaría el proceso.

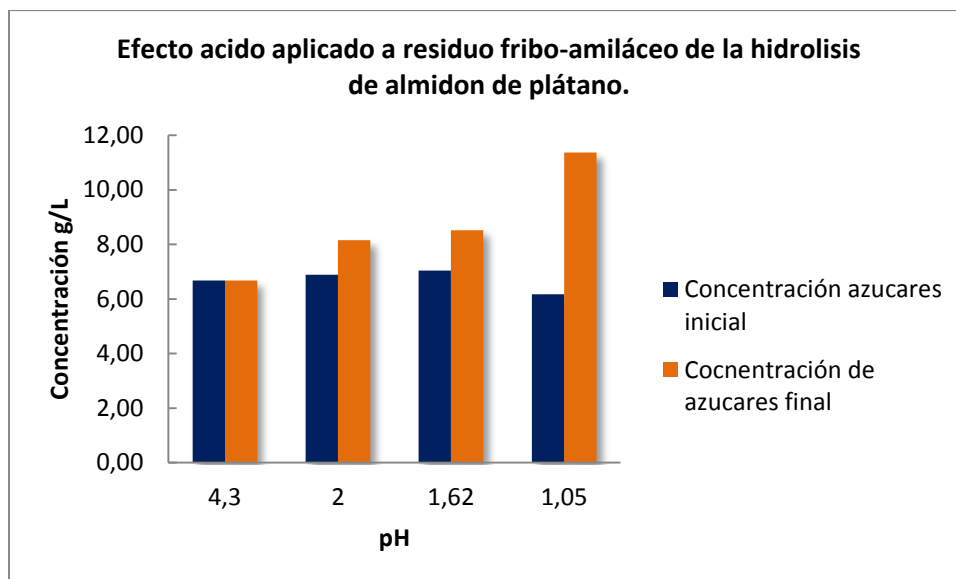


Figura 15. Ácido aplicado a los residuos fibro-amiláceo de la hidrolisis de pulpa de plátano

1.12. Experimento con volumen de reacción aproximada de 50 L

Tabla 5. Condiciones de operación para la hidrolisis de almidón de plátano en volumen de 53 L

Concepto	valor	Unidad
Volumen inicial de reacción	53.37	L
Concentración inicial de almidón	72-75	g/L
Cantidad de alfa amilasa	Confidencial	ml
Cantidad Glucoamilasa	confidencial	ml
Temperatura máxima	90	°C
Temperatura licuefacción	82-86	°C
Temperatura Gelatinización	65-70	°C
Rango de pH	3.9 – 6.1	
Agitador	Ancla	
Velocidad	40	rpm

Como se puede ver en la figura 16 en los primeros 300 minutos existe un aumento en la concentración tanto de almidón y sólidos solubles, lo cuales representan en este caso polisacáridos de cadena larga y azúcares reductores representados principalmente por glucosa. La razón por el aumento de concentración del almidón se debe a la pérdida de agua del sistema por evaporación a medida que se realiza la gelatinización a 90°C. De igual manera la concentración de polisacáridos aumenta ya sea por la misma evaporación y por la transformación térmica del almidón, la cual puede ocurrir pero de forma leve comparada con el efecto de las enzimas. Como se puede observar después de 250 min el aumento de glucosa y de polisacáridos no es proporcional, lo que indica que el aumento de la concentración de azúcares se debe principalmente a evaporación y que se está aumentando la concentración de polisacáridos adicionalmente por transformación del almidón.

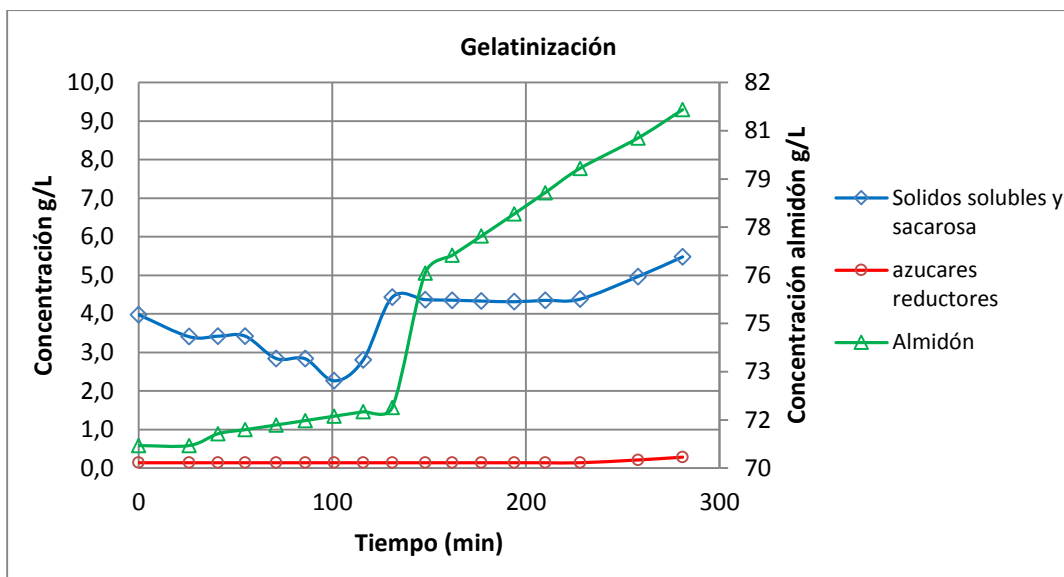


Figura 16. Perfiles de concentración para la etapa de gelatinización de pulpa de plátano para volumen de reacción de 53 L

La figura 17 muestra la etapa de licuefacción donde se aprecia efectivamente el aumento de polisacáridos por transformación de almidón en un 71.7%, en especial antes del minuto 450. Adicionalmente se aprecia el aumento de almidón, polisacáridos y glucosa de forma proporcional debido a la evaporación de agua que corresponde a un aumento del 11%.

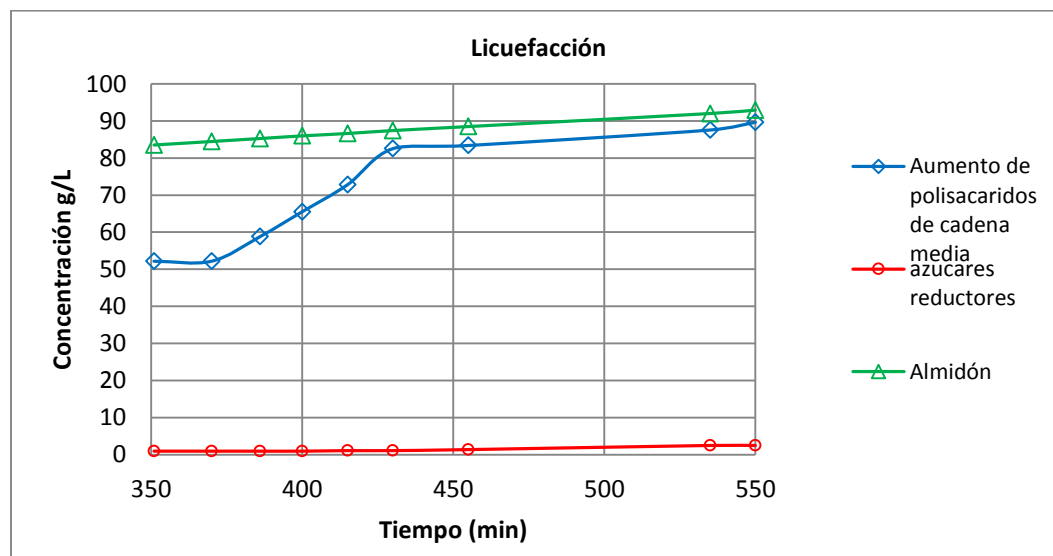


Figura 17. Perfiles de concentración para la etapa de Licuefacción de pulpa de plátano para volumen de reacción de 53 L

La figura 18 nos muestra la transformación de los polisacáridos representado por la disminución final de la cantidad de almidón y aumento de la cantidad de glucosa, obteniéndose como resultado una conversión final del almidón del 90.9%. Cabe resaltar sin embargo que durante el paso de licuefacción a

sacarificación se presentó problemas de control de temperatura generando como consecuencia problemas como los nombrados en la sección 1.5 y generando una pérdida en la conversión alrededor de un 4% respecto a lo máximo que se acostumbra alcanzaren la hidrólisis.

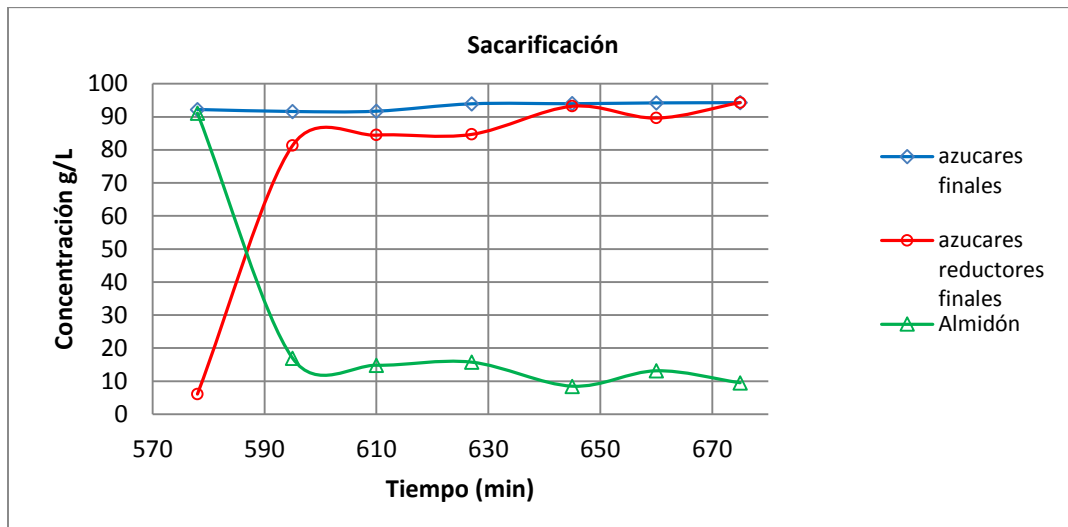


Figura 18. Perfiles de concentración para la etapa de Sacarificación de pulpa de plátano para volumen de reacción de 53 L

La figura 19 muestra el cambio del pH con el avance de la gelatinización, donde se apreció que el aumento de la temperatura, los cambios estructurales, aumento de densidad y viscosidad generan una disminución del 5% en el pH. Este pH es restablecido posteriormente con citrato de sodio para poder desarrollar la licuefacción.

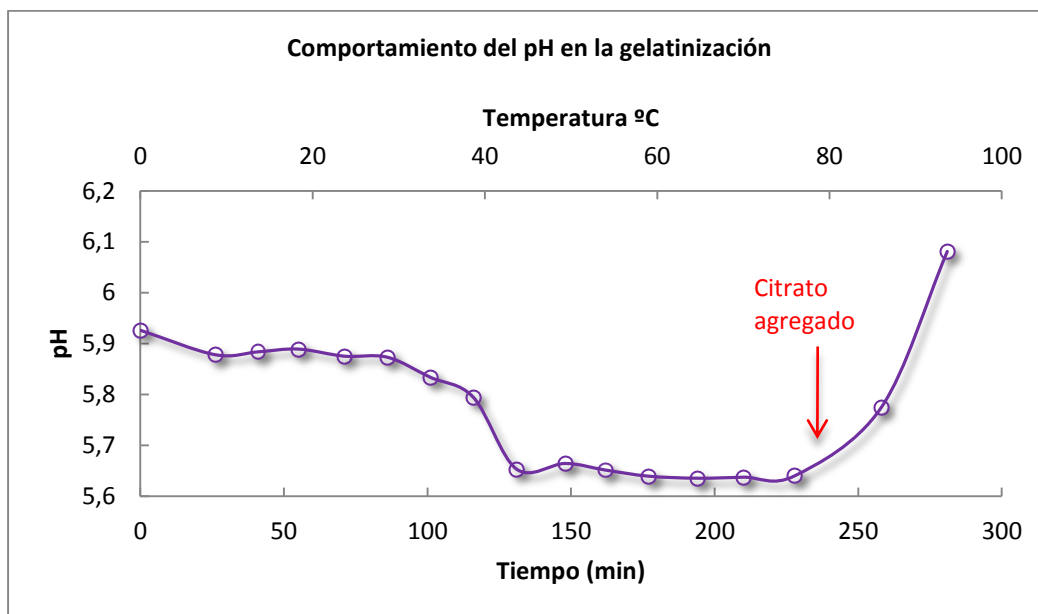


Figura 19. Perfiles de cambio de pH para la etapa de gelatinización de pulpa de plátano para volumen de reacción de 53 L

En la figura 20 se puede apreciar como una vez establecido el pH y sin cambios importantes en la temperatura este mantiene constante. Luego, para desarrollar la sacarificación es necesario agregar ácido cítrico, apreciándose igualmente que cuando no hay cambios importantes de temperatura el pH permanece constante.

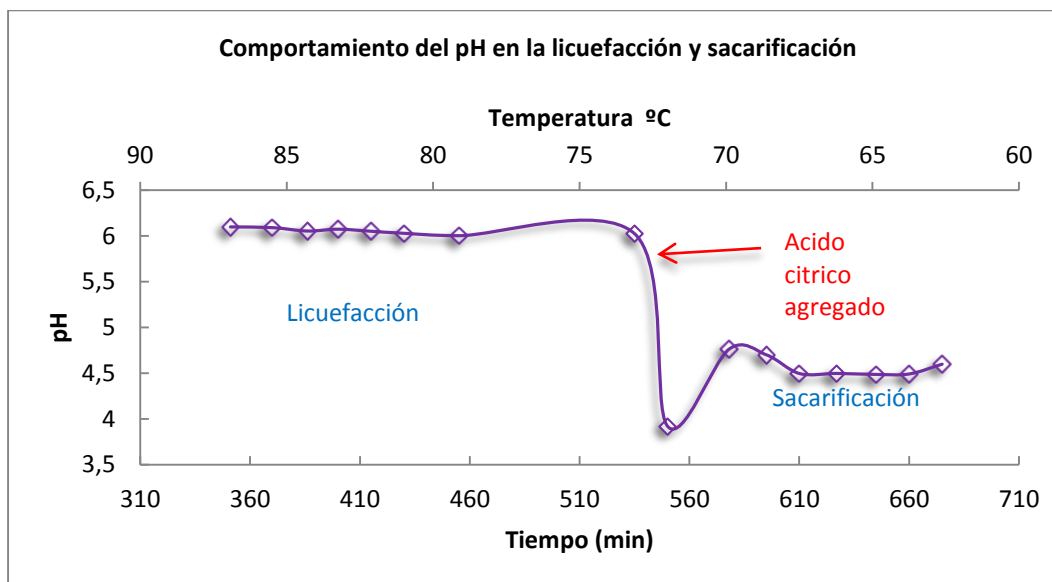


Figura 20. Perfiles de cambio de pH para la etapa de licuefacción y sacarificación de pulpa de plátano para volumen de reacción de 53 L

Respecto a las hidrólisis de almidón realizadas en este trabajo y sus conversiones, si se hace una comparación con la hidrólisis ácida de almidón de (*Musa paradisiaca* L.) cuya conversión máxima reportada fue de 84.8% [12], se encuentra potencial competitivo respecto a los resultados que puede lograr la hidrólisis enzimática.

2. EXPERIMENTACIÓN SOBRE CÁSCARA DE PLÁTANO

2.1. Pretratamiento ácido de cáscara de plátano (escalado a una flujo de alimentación de 1000 kg/h de cáscara)

Tabla 6. Condiciones de operación para las pruebas de pretratamiento e hidrólisis enzimática de cascara de plátano.

Concepto	valor	Unidad
Volumen inicial de reacción	0.8	L
Concentración inicial de celulosa	6.8-7.2	g/L
Concentración inicial de hemicelulosa	8.1	g/L
Cantidad Celulasa	8-8.2	ml/L
Cantidad de Beta glucoamilasa	8-8.2	ml/L
Temperatura Hidrolisis	55	°C
Temperatura pretratamiento	120	°C
Rango de pH	3 – 5	

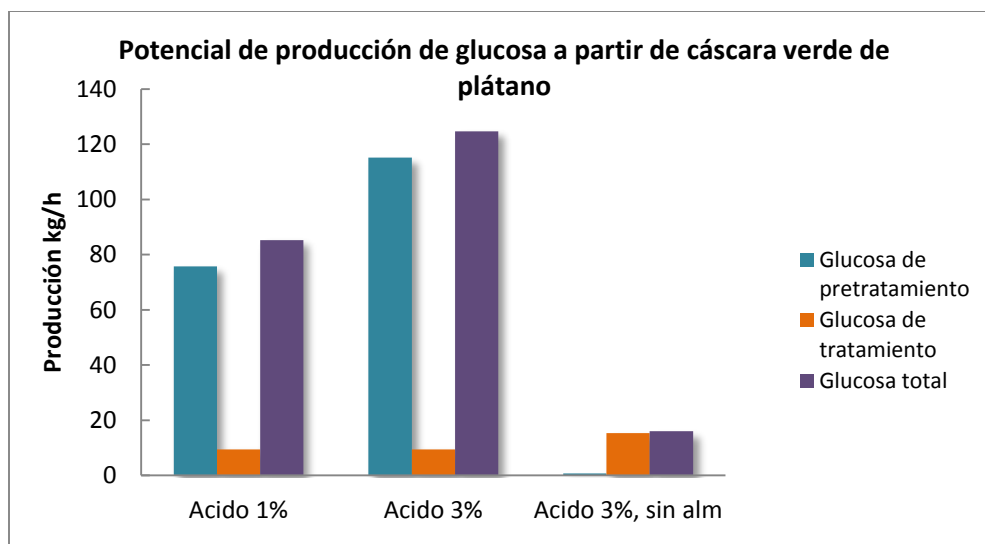


Figura 21. Producción de glucosa evaluada a diferentes concentraciones de ácido, conversión por hidrólisis enzimática y producción total.

La figura 21 muestra la producción de glucosa a partir de la transformación del almidón y celulosa debido a los efectos del ácido en la matriz lignocelulósica y los enlaces glucosídicos en el almidón. Se muestran 4 escenarios: uno con ácido diluido al 1% considerando el almidón en la cáscara, un segundo escenario con ácido diluido al 3% considerando el almidón en la cáscara, el tercer escenario usa ácido diluido al 3% sin considerar almidón y un escenario final considerando el aprovechamiento de la glucosa y considerando almidón. Las mayores producciones de glucosa a partir de 1000 Kg/h de cáscara de plátano se logran para las mayores concentraciones de ácido con almidón en la composición de la cáscara, siendo el almidón el componente con mayor aporte en la producción de glucosa. Adicionalmente, la figura 21 muestra la cantidad de glucosa que se puede obtener a partir de la celulosa expuesta en el medio después del pretratamiento, donde para el tratamiento ácido al 1% y 3% considerando almidón se puede obtener una producción de alrededor de 9.5 Kg/h. Esto muestra la similitud en la exposición de celulosa y la eficiencia de la enzima celulasa, la cual se ve afectada de igual manera por las sustancias tóxicas producidas como furfural y HMF, resultado de la degradación de glucosa y xilosa. Esto se debe a que para ácido en concentraciones menores al 3%, pre-tratamientos de 1 hora y temperaturas menores a 120°C, la producción de subproductos tóxicos es reducida y

proporcional. La cantidad de glucosa que se puede obtener en el tratamiento cuando no se considera almidón en la composición aumenta debido a que por 1000 Kg/h de cáscara la participación de la celulosa es significativa. Por lo cual si se separa el almidón de la cáscara va haber una reducida producción de glucosa en el pretratamiento que no es recuperada en el tratamiento como lo muestra la figura 21. La figura 22 muestra la cantidad de xilosa que se puede obtener principalmente debido al pretratamiento donde el efecto de la mayor cantidad de ácido en la dilución 3% rompe en mayor proporción los enlaces poliméricos de la hemicelulosa, 10% más. De igual manera debido a la consideración de no incluir almidón en la cáscara la hemicelulosa presente es mayor, lo que se traduce en una mayor cantidad de xilosa por obtener.

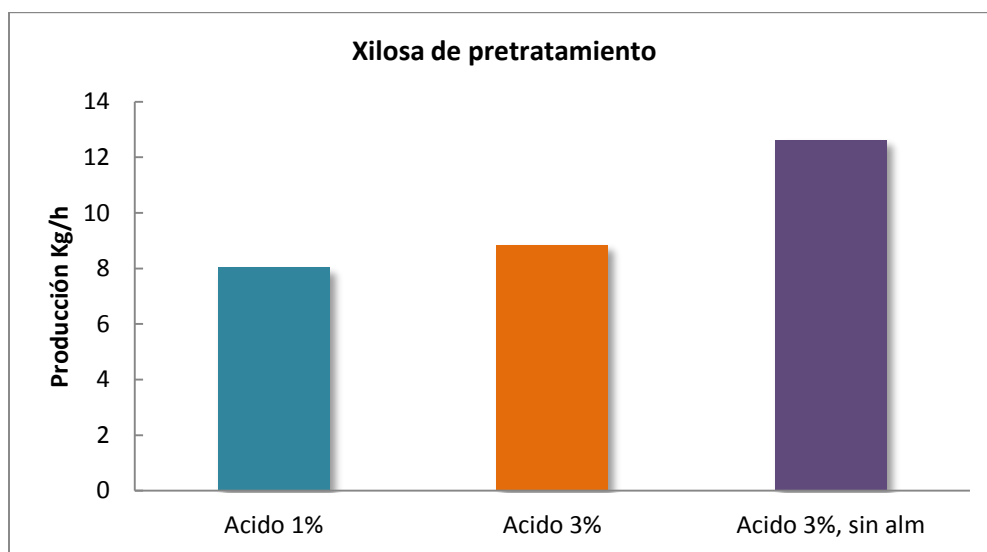


Figura 22 Cantidad de xilosa producida durante el pretratamiento de cáscara de plátano.

2.2. Hidrólisis enzimática a partir de diferentes pretratamientos de cáscara del plátano

Luego de desarrollar un pretratamiento con ácido al 1% y al 3%, de desarrollar una pretratamiento a alta presión y de tomar el remanente fibroso de la hidrólisis de almidón de plátano. La fase líquida fue separada de forma simple sin procurar el retiro total del líquido hasta que quedara seco el material, de tal manera que la cantidad de azúcares remanentes fue apreciable como se puede observar en la figura 23 (en todos los casos se manejo la misma dilución sólido: líquido 1:7). Por otra parte, se puede observar como la mayor cantidad de azúcares producidos se pudo alcanzar con el pretratamiento a alta presión. Esto se debe principalmente a que en este pretratamiento la lignina en su mayoría y la hemicelulosa se solubilizan y la fase sólida queda rica en celulosa. La segunda cantidad mayor de azúcares producidos corresponde a los provenientes de la hidrólisis enzimática de la pulpa, esta fibra sufrió un pretratamiento térmico cuando era sometida a la gelatinización y a la separación del almidón cuando se desarrollaba la hidrólisis, lo cual en comparación con los pretratamientos ácidos la cantidad de compuestos inhibidores es menor. Como se puede observar para los azúcares producidos después de los pretratamientos ácidos, permitir remanentes de la fase líquida implican la presencia de compuestos inhibidores a diferencia de los resultados mostrados en la figura 21. Y como es de esperarse la cantidad de azúcares producidos es menor para la fibra pretratada con la mayor cantidad de ácido (3%) y ambos

casos de tratamiento (ácido al 1% y 3%) a su vez produce menor cantidad de azúcares. Vale la pena resaltar sin embargo que el pretratamiento ácido a diferencia de aquel realizado a alta presión deja gran parte de la lignina en la fase sólida y puede producir mayores problemas para acceder a la celulosa

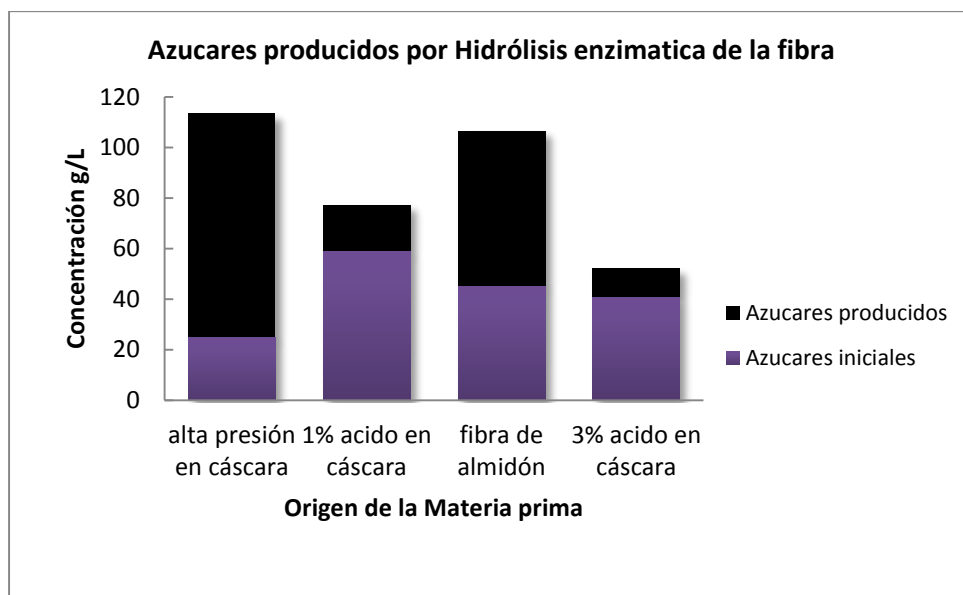


Figura 23. Producción de azúcares adicionales por hidrólisis enzimática de material lignocelulósico pretratado

2.3. Pretratamiento ácido sobre cáscara de plátano maduro y verde.

La figura 24 muestra la cantidad de azúcares presentes inicialmente antes de aplicar ácido en diferentes concentraciones como pretratamiento. Como era de esperarse, la maduración por el efecto de las enzimas inherentes en el plátano generaron mayor concentración de azúcares comparado con la cáscara verde. Como consecuencia en todos los pretratamientos se obtuvo mayor cantidad de azúcares comparado con los azúcares obtenidos por la cáscara verde, sin embargo, la cantidad de azúcares producidos por el pretratamiento de cáscara verde (línea continua), es mayor que los producidos por el efecto del pretratamiento en la cáscara madura (línea discontinua). Esto se debe principalmente a la cantidad de celulosa, hemicelulosa y almidón aun presentes y no degradados en la cáscara verde. Por otro lado, se presenta la particularidad de que para el tratamiento con ácido 1% para ambos tipos de cáscara se produzca la misma cantidad de azúcares, así mismo se presenta para la cáscara madura el fenómeno de la figura 25, para el cual la concentración de azúcares producidos es mayor para ácido al 1% en comparación a ácido al 3%. Esto puede deberse a la degradación de los azúcares a medida que aumenta la concentración de ácido.

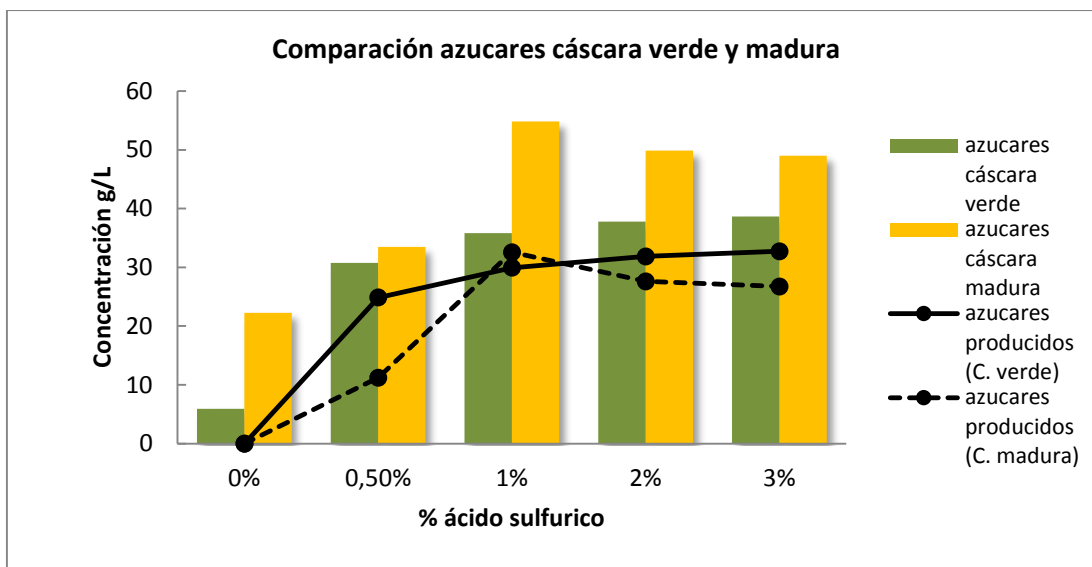


Figura 24. Cantidad de azúcares presentes en pretratamiento ácido a diferentes concentraciones de ácido sulfúrico

La figura 25 expone la cantidad de xilosas y glucosas en el medio con relación a la cantidad de azúcares presentes luego del pretratamiento. En la mayoría de los casos la cantidad de xilosas aumenta proporcionalmente a la cantidad de azúcares presentes en el medio y este corresponde en promedio al 41% de estos azúcares totales. Adicionalmente, se puede apreciar que la cantidad de xilosa resultantes de los pretratamientos con ácido al 1, 2 y 3% alcanzan cada uno alrededor de los 20 g/L con diferencias de ± 1.6 g/L, lo que indica el máximo de xilosa alcanzable. Además muestra como el aumento de la concentración de ácido genera el aumento de azúcares principalmente debido a la transformación de la celulosa.

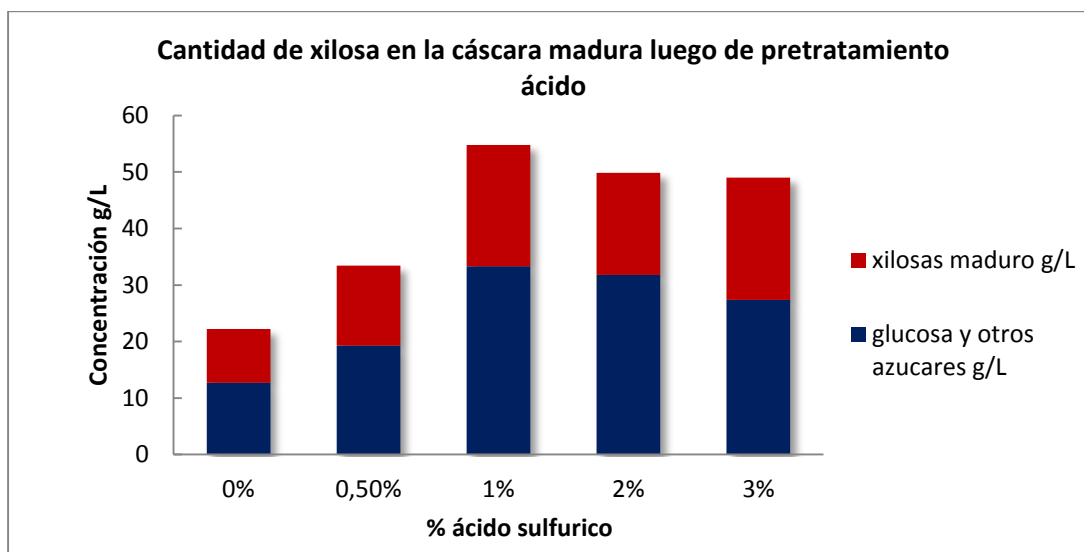


Figura 25. Cantidad de xilosa y glucosa relativa presente en el pretratamiento ácido a diferentes concentraciones de ácido sulfúrico

REFERENCIAS

- [1] T. Kolusheva, A. Marinova, A study of the optimal conditions for starch hydrolysis through thermostable α -amylase, *Journal of the University of Chemical Technology and Metallurgy*, 42, 1, pp. 93-96, 2007.
- [2] S. You, M.S. Izydorczyk, Comparison of the physicochemical properties of barley starches after partial amylolysis and acid/alcohol hydrolysis, *Carbohydrate Polymers* 69, pp. 489–502, 2007.
- [3] Sánchez Riaño, A. M.; Gutiérrez Morales, A. I.; Muñoz Hernández, J. A. y Rivera Barrero, C.A, Producción de bioetanol a partir de subproductos agroindustriales lignocelulósicos, *Revista Tumbaga*, 5, pp. 61-91, 2010.
- [4] Dilek Kilic Apar, Belma Özbek, α -Amylase inactivation during rice starch hydrolysis, *Process Biochemistry* 40, pp. 1367–1379, 2005.
- [5] Zavareze, E., & Guerra Dias, A. R. Impact of heat-moisture treatment and annealing in starches: A review. *Carbohydrate Polymers*, 83, pp. 317–328, 2011.
- [6] Tortoe, C., Johnson, P. T., & Nyarko, A. I. Effects of osmo-dehydration, blanching and semi-ripening on the viscoelastic, water activity and colorimetry properties of flour from three cultivars of plantain (*MusaAAB*). *Innovative Food Science and Emerging Technologies*, 10, pp. 82–86, 2009.
- [7] Nwokocha, L. M., & Williams, P. A. Some properties of white and yellow plantain (*Musa paradisiaca*, *Normalis*) starches. *Carbohydrate Polymers*, 76, pp. 133–138, 2009.
- [8] Bajpai Pratima. Enzymatic modification of starch for surface sizing. *Biotechnology for Pulp and Paper Processing*, Springer US, pp. 317-326, 2012.
- [9] Torre Gutiérrez, L., Chel Guerrero, L. A., & Betancur Ancona, D. Functional properties of square banana (*Musa balbisiana*) starch. *Food Chemistry*, 106, pp. 1138–1144, 2008.
- [10] Adinarayana Kunamneni, Suren Singh, Response surface optimization of enzymatic hydrolysis of maize starch for higher glucose production, *Biochemical Engineering Journal* 27, pp. 179–190, 2005.
- [11] Juan Pablo Hernández-Urbe, Sandra Leticia Rodríguez-Ambríz y Luis Arturo Bello-Pérez, Obtención De Jarabe Fructosado A Partir De Almidón De Plátano (*Musa Paradisiaca*l.). Caracterización Parcial. *Interciencia*, 33, pp. 372-376, 2008.
- [12] C. Hernández-Jaimes, L.A. Bello-Pérez, E.J. Vernon-Carter, J. Alvarez-Ramirez, Plantain starch granules morphology, crystallinity, structure transition, and size evolution upon acid hydrolysis, *Carbohydrate Polymers* 95, pp. 207– 213, 2013.

CAPITULO 3: ADECUACIÓN

El diseño de la adecuación de la materia prima es un factor importante que no se debe desconocer del proceso. De esta etapa dependen pérdidas por transporte, almacenamiento, pelado y molienda, así como la disponibilidad de material para la etapa de transformación. Evaluar la adecuación implica ahorros por toma de decisiones tanto en el requerimiento de refrigeración del plátano, el personal necesario y los volúmenes de agua a utilizarse. En general se desea manejar 3 escalas para producir glucosa: 1 tonelada, 5 toneladas y 25 toneladas mensuales, esto en función de la demanda regional de glucosa. La importancia de determinar la cantidad de materia prima a transportar para cada escala radica en la necesidad de incluir el vástago, evaluar la disponibilidad de material y el número de zonas disponibles para el abastecimiento del plátano. Por otra parte, evaluar el almacenaje nos indica la pérdida por degradación del material y los costos por adopción de refrigeración. La consideración del pelado y el lavado muestra la cantidad de personal y de material disponible en función del tiempo para la siguiente etapa de molienda, en la cual se considera los equipos y capacidades a nivel industrial, al igual que el consumo energético y costos correspondientes.

1. CANTIDAD DE MATERIA PRIMA A TRANSPORTAR

Es importante definir dentro de 3 escalas de demanda de plátano, cuales son las cantidades de vástago producido y la conveniencia de transportarlo o no. El peso del fruto para plátano dominico Hartón se encuentra entre 250 y 400 g para plátano de segunda [1-3], sin embargo en cosechas estandarizadas se pueden encontrar pesos promedio de 350 g a 400 g, de igual manera el peso del racimo se puede encontrar alrededor de los 14 kg [2, 4] y el peso del vástago alcanzar alrededor de los 1.7 kg. Se consideran plátanos cosechados en la semana 18 desde la floración, en el cual alcanzan su peso máximo alrededor de 425 g [3].

La Capacidad de carga del transporte es de 5.7 ton (Capítulo 1) y la producción promedio disponible es de 700 kg de plátano/semana por zona. A partir de estos valores se calcula la cantidad de viajes por semana, las zonas que se deben visitar para lograr la cantidad de plátano deseada y la carga del vehículo.

Tabla 1. Características de transporte de materia prima

Plátano requerido (kg/mes)	Cantidad de vástago (kg/mes)	Número de vehículos	Número de viajes/Semana	Zonas a visitar/viaje	Carga por viaje (kg)	¿Requiere vástago?
5861,7	814.8	1	2	1	834.56*	si
23446,7	3259.1	1	2	4	3338.22*	si
117233,3	16295.4	2	4 - 5	4	2850	no

*Incluye vástago

Como se ha mencionado en el capítulo 1, retirar el vástago implica un deterioro del plátano y la maduración acelerada en 8 días, por lo cual dependiendo de la cantidad a procesar y almacenada se debe o no retirar el vástago. Como se muestra en la tabla 1, se requiere vástago para las cantidades entre 23 mil y 6 mil toneladas mensuales porque el número de viajes por semana no es diario ya que las

cantidades demandadas semanalmente no son lo suficientemente altas, esto implica que para el procesamiento diario se tenga una reserva y por lo tanto almacenaje de máximo de 3 días. Por otro lado, la demanda de 117 mil toneladas requiere de entrega de materia prima alrededor de 4 a 5 días, así como mayor número de viajes y aun mayor número de zonas.

Uno de los mayores inconvenientes del proceso para grandes demanda se refiere a la disponibilidad de materia prima por zona, entonces es necesario obtener el plátano de diferentes zonas con el fin de cubrir la demanda requerida, esto implica mayores costos de viaje, número de vehículos así como una logística más activa.

2. ALMACENAJE

Debido a la cantidad demandada y al número de viajes y entrega de materia prima, es necesario almacenar el plátano para la producción diaria de glucosa. Sin embargo, se debe considerar la pérdida de materia prima debido a degradación natural (fisiológica) del plátano es especial por la transpiración [3]. La tabla 2 muestra la cantidad de días requeridos para almacenamiento, la pérdida de material la cual es alrededor del 1.8% @ 23°C de la cantidad requerida para el proceso, y los costos asociados a esta pérdida de material. La pérdida de materia se evaluó a partir de los datos de pérdida de peso, transpiración y reportes de la literatura donde indican la pérdida de masa por kilogramo dependiendo de la temperatura, unión al vástago y demás [3].

Tabla 2. Cantidad de materia prima para almacenar, pérdidas relacionadas y costos por perdida

Escala requerida (kg/mes)	Días de almacenaje requeridos	Cantidad máxima para almacenar (kg/semana)	Pérdida de materia por almacenaje sin vástago (kg/semana)	Costo máximo de la pérdida (\$/semana)
5861.7	3	715.33	27.6	\$ 11,032.15
23446.7	3	2861.33	110.3	\$ 44,128.6
117233.3	1	5286.48	141.6 en promedio	\$ 56.632.46

Debido a que la pérdida de material es 1.8% no se considera muy alta, pero se debe evaluar la refrigeración para disminuir la pérdida sin comprometer los costos del proceso. Para esto es necesario definir el volumen para almacenamiento y acopio de la materia prima.

La resistencia a los daños físicos debido a la recolección, transporte y almacenaje se pueden medir con la firmeza [5]. La firmeza del banano resiste en promedio fuerzas entre 14 y 15 N para los primeros 4 días de postcosecha y máximas de 18 N [5]. Por otra parte, Hector et al. (2007) Reportan deformaciones de alrededor de 0.3m/m para cargas transversales de 0.35 MPa en el plátano dominico Hartón [6]. Por lo tanto pesos superiores a 2 kg pueden empezar generar daño por compresión en el plátano almacenado, lo que indica la necesidad de un almacenaje de racimos sin sobrepeso encima. La tabla 3. Muestra las dimensiones de almacenamiento que deberían considerarse para una bodega normal, se considera que los pasillos y espacios de desplazamiento ocupan entre el 41 a 42% del ancho de la cámara.

Tabla 3. Tamaño del almacén

Escala requerida (kg/mes)	Máxima cantidad de material a almacenar (kg)	Área mínima requerida m ²	Dimensiones para almacenamiento en 3 divisiones de 1 m de alto. Largo y ancho (m)
5861.7	715.33	10.49	1.87 x 3.17
23446.7	2861.33	41.98	3.74 x 6.34
117233.3	5286.48	77.56	5.08 x 8.98

A partir de las dimensiones de la bodega y considerando una altura mínima requerida de 4 m se puede considerar el volumen de la cámara como se muestra en la tabla 4.

Tabla 4. Carga general al almacén y rotación del producto

volumen cámara m ³	carga del producto en bodega kg/m ³	% promedio producto rotado	rotación promedio diaria
23.72	30.16	33,3	236.06
94.87	30.16	33,3	944.24
182.73	28.93	100	1744.54

A partir de las condiciones exteriores se puede evaluar el consumo energético por refrigeración de la bodega considerando las características de la tabla 5.

Tabla 5. Características generales de almacenamiento

Características	Valor	Unidad
espesor del asilamiento	15	cm
material	ladrillo	
Altura de la zona de almacenaje	4	m
Temperatura de conservación requerida	13	°C
Humedad de refrigeración	85	% HR
calor por respiración plátano	563.04	Kcal/Tm/24 h

La Figura 1 muestra la cantidad de energía requerida en la refrigeración para mantener la materia prima a 13°C en función de la temperatura ambiente en exterior de la cámara, donde se puede ver que a medida que aumenta la cantidad de material para almacenar es más pronunciado el requerimiento de energía. El cálculo de consumo energético se realizó teniendo en cuenta los coeficientes de transferencia de calor para el material de la cámara, el aire alrededor, el calor de respiración, temperaturas externas e internas de la cámara, dimensiones de la cámara, rotación del producto, cargas energéticas por persona, iluminación entre otros. Para esto se utilizó el software de Intarcon sobre calculo de cámaras versión 3.2

del 2012, verificando los resultados obtenidos mediante las ecuaciones básicas de transferencia de calor para conducción y convección.

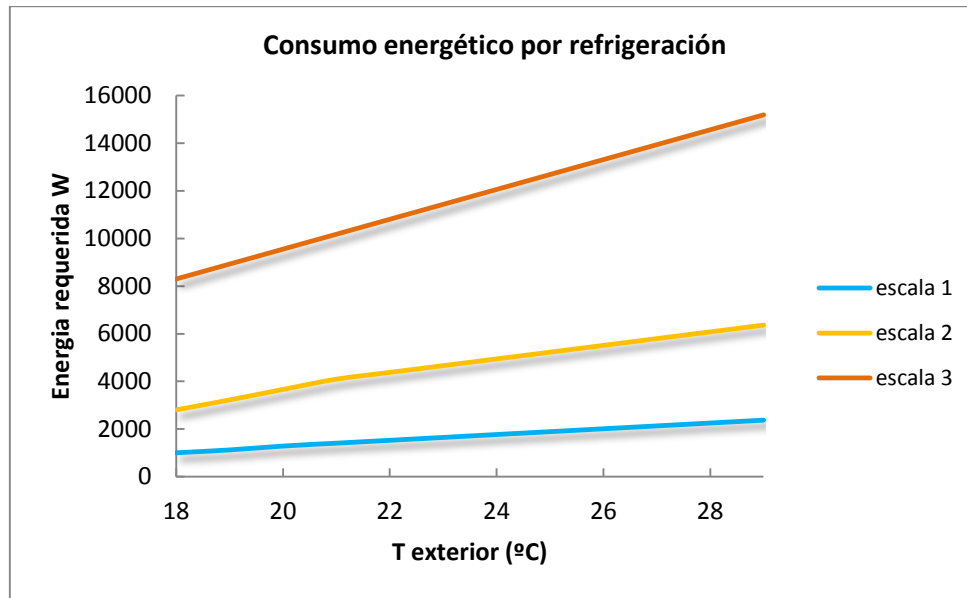


Figura 1. Perfiles de consumo energético en almacenaje.

Los costos del consumo energético por refrigeración están por lo tanto en función de la temperatura exterior y el costo de la energía en cada municipio. La tabla 6 muestra un ejemplo de costo energético para Armenia

Tabla 6. Ejemplo de costo energético por refrigeración

Temperatura exterior (°C)	escala 1	escala 2	escala 3
	\$/semana	\$/semana	\$/semana
18	\$ 51,640.51	\$ 145,452.38	\$ 429,319.97
19	\$ 57,901.54	\$ 167,081.38	\$ 461,711.71
20	\$ 66,387.55	\$ 189,848.74	\$ 494,103.46
21	\$ 72,700.32	\$ 212,098.66	\$ 526,495.20
22	\$ 78,961.34	\$ 226,793.95	\$ 558,938.69
23	\$ 85,274.11	\$ 241,385.76	\$ 591,278.69
24	\$ 91,638.62	\$ 256,029.31	\$ 623,670.43
25	\$ 97,899.65	\$ 270,672.86	\$ 656,062.18
26	\$ 104,212.42	\$ 285,368.16	\$ 688,453.92
27	\$ 110,525.18	\$ 300,011.71	\$ 720,845.66
28	\$ 116,837.95	\$ 314,655.26	\$ 753,185.66
29	\$ 123,150.72	\$ 329,350.56	\$ 785,577.41

La tabla anterior muestra como el costo por refrigeración por semana es más alto que el costo por remplazar el material perdido por no refrigerar, donde para el caso de la escala 3, la rotación de producto diario y el costo 8 veces mayor por refrigeración no justifica su adopción.

3. PELADO

Uno de los mejores métodos de pelado es el manual debido a la generación de empleo y a que la pérdida de almidón de la pulpa por la extracción de la cáscara es menor. En promedio un trabajador hábil puede pelar un plátano en 15 segundos. Por lo tanto, dependiendo de la cantidad de material a pelar por día el personal necesario cambia como se muestra en la tabla 7.

Tabla 7. Cantidades de plátano a pelar, personal requerido y tiempo de trabajo

Cantidad a pelar (kg/día)	Racimos	Personas requeridas por día	Tiempo de pelado h/persona
Escala 1 (209.35)	17	1	2.13
Escala 2 (837.38)	69	2	4.31
Escala 3 (4186.90)	344	6	7.17

La tabla anterior se calcula teniendo en cuenta un máximo de 8 horas laborales [7], el tiempo de abertura del almacén y traslado del material al tanque de pelado, el cual puede ser de 1 min promedio por racimo por persona. La tasa promedio de pelado por lo tanto es de 1.6 kg/min.

4. LAVADO

La importancia radica en la eliminación de sustancias contaminantes y elementos que pueden traer microorganismos patógenos o dañinos para la materia prima, se extraen con este método, tierra, hojas y sustancias adheridas a la superficie de la cáscara de plátano como trazas de fertilizantes y pesticidas, adicionalmente tiene un objetivo preventivo al daño sobre los equipos de proceso.

Un método adecuado para lavar el plátano de rechazo es utilizar lavado en húmedo, debido a que no deteriora los alimentos [8] y evita oxidación una vez pelada la pulpa de plátano, sin embargo se pueden producir efluentes con concentraciones de sólidos que generen una demanda química significativa de Oxígeno DQO.

Los tanques de lavado deben ser de material plástico o fibra de vidrio, para facilitar limpieza y asepsia [9], pero en las zonas bananeras se utiliza tanques de cemento recubiertos en baldosa. Adicionalmente, se utiliza un floculante de sulfato de aluminio y amonio utilizada para flocular el látex [10], se considera utilizar 1 cc por 18.4 kg, y debe estar en contacto entre 10-20 min. [11]

Debido al requerimiento de agua limpia y sin contaminación en los tanques de lavado, así como evitar estancamiento para reducir la reproducción de microorganismos, se requiere rotación permanente [11] que puede generar altos consumos y gran contaminación de agua, lo que implica evaluar adecuadamente la cantidad de agua para utilizar. La cantidad de agua mínima requerida para el lavado del plátano se puede considerar por el área de impregnación calculada a partir del área aproximada de

cada plátano, 0.0397 m^2 . Se considera que la separación promedio de los plátanos en el tanque puede llegar a ser entre 0.5 y 1 cm, y aunque es un valor muy relativo permite determinar de forma preliminar hasta cuánta agua se puede gastar (alrededor de $0.0075 \text{ m}^3/\text{m}^2$) (ver tabla 8).

Tabla 8. Cantidad de agua que se requiere para el lavado de la materia prima

Escala	Cantidad total (kg)	cantidad de agua requerida m^3
Escala 1	5861.67	3.94
Escala 2	23446.65	15.74
Escala 3	117233.294	78.70

Se debe considerar la cantidad de material disponible para lavado en función del tiempo de permanencia del material en el tanque (15 min), así como del tiempo de pelado dependiendo de la escala. La tabla 9 muestra la cantidad de material necesario cada 15 min, la cantidad de agua requerida y las dimensiones de los tanques. Los tanques se consideraron con una altura de 1 metro y se consideró un margen adicional de 20% en el dimensionamiento por seguridad y mejor capacidad.

Tabla 9. Dimensiones de tanques y flujo de agua requerido

Total requerido (kg/día)	Material disponible cada 15 min (kg)	Cantidad agua mínima requerida para lavado (L)	Flujo volumétrico L/min	Ancho x largo (m)
209.35	24	16.11	1.07	0,89 x 0.89
837.38	48	32.22	2.15	1,26 x 1.26
4186.90	144	96,66	6.44	2,18 x 2.18

Como resultado se obtuvieron tanques de 0.8 m^3 , 1.6 m^3 y 4.8 m^3 para las escalas correspondientes.

5. MOLIENDA DE PULPA DE PLATANO

De Acuerdo a los resultados experimentales la mejor alternativa de molienda es el licuado industrial (molienda en fase húmeda) en forma de emulsificación [12]. Esta molienda es aplicada en la pulpa del plátano para las cantidades diarias requeridas y en función de la disponibilidad de material cada 15 min, el cual es el tiempo de lavado. De igual manera se debe considerar para el licuado la cantidad de agua necesaria la cual es el doble del volumen de pulpa a moler.

Tabla 10. Cantidades para moler y los volúmenes requeridos.

Escala	cantidad de pulpa producida (kg/día)	cantidad de cáscara producida (kg/día)	según el lavado el material disponible (kg) cada 15 min	Volumen de pulpa producida (L) x 15 min	cantidad de agua para licuado (L)
Escala 1	115.35	94.04	24	12.96	25.93
Escala 2	461.40	376.15	48	25.93	51.86
Escala 3	2306.98	1880.76	144	77.79	155.58

De acuerdo a los volúmenes totales de licuado se presenta a continuación las capacidades de los equipos comerciales correspondientes y disponibles en el mercado [13], el número de operaciones por día y el costo por semana para un ejemplo en la ciudad de Manizales.

Tabla 11. Energía y costos de molienda

Volumen de pulpa producida (L) x 15 min	cantidad de agua para licuado (L)	Licadora requerida (L)	tiempo de actividad (min)por batch	Numero de batch en el día	potencia requerida en kW	energía kWh	costo en Manizales \$/semana
12.97	25.93	50	1	9	2.24	0.33	\$ 701.47
25.93	51.86	80	1	17	3.73	1.09	\$ 2,338.23
77.79	155.57	200	1	29	5.22	2.53	\$ 5,453.69

La tabla anterior muestra como el tamaño del equipo para la escala 1 es 37.5% menor a la escala 2, y el tamaño del equipo para la escala 2 es 60% menor que el equipo requerido para la escala 3. Esto indica que aunque se requiera producir 25 ton al mes para la escala 3 comparado con las 5 toneladas de la escala 2 (80% menos glucosa), un escalamiento no se hace de forma lineal y que depende de muchos factores durante el proceso para generar el apropiado diseño de proceso. Por otra parte los costos para la escala 3 son 2.7 veces mayores a la escala 2, la cual tiene costos por molienda 3.3 veces mayor a la escala 1. Comparando costos por kg, la escala 1, es la más barata con 371.32 \$/kg, comparado con 618 \$/kg de la escala 2 la cual resulto se la más costosa, ya que es mayor a los 562 \$/kg que requiere la escala 3.

REFERENCIAS

- [1] SENA, Fondo Nacional de Fomento de Hortofrutícola, Asociación Hortofrutícola de Colombia, Corpoica, Corpometa. El plátano *Musa spp* Su cosecha y poscosecha en la cadena Agroindustrial, Proyecto de transferencia y adopción de tecnología para productores de plátano en la región de Ariari en el Departamento del Meta, 2004.
- [2] Ninoska Torres, José Hernández, Efecto del Número de Hojas en el Desarrollo del Racimo de Plátano Hartón *Musa AAB*, Agroalimentación & Desarrollo Sustentable, 5, pp. 17-22, 2004.
- [3] Luis Fernando Mejia Gutierrez, Evaluacion del Comportamiento Físico y Químico Poscosecha del Plátano Dominic Hartón (*Musa AAB* Simmonds) Cultivado en el Municipio de Belalcazar (Caldas), Tesis de Maestría, Universidad Nacional de Colombia sede Bogotá, 2013.
- [4] Corpoica, Modelo Tecnológico: el Cultivo de plátano en el Eje Cafetero, Ministerio de Agricultura y Desarrollo rural, 2007.

- [5] Leonidas de Jesús Millán Cardona, Héctor José Ciro Velásquez, Caracterización mecánica y físico-química del banano tipo exportación (*Cavendish Valery*), Corporación Universitaria Lasallista, pp. 164-191, 2012.
- [6] Héctor José Ciro Velásquez, Fabian Armando Monroy Laiton, Elkin Alonso Cortés Marín, Estudio Preliminar Del Comportamiento Reológico Bajo Compresión Unidireccional de la Pulpa De Plátano (*Musa AAB Simmonds*), DYNA, pp. 1-7, 2007.
- [7] Republica de Colombia, artículo 161 del código sustantivo del trabajo, modificado por el artículo 20 de la Ley 50 de 1990, Corte constitucional de Colombia. 1990.
- [8] P. Fellows, Food Processing Technology, CRC Press, Second edition 2000, ISBN 0-8493-0887-9.
- [9] Fintrac CDA, Equipo básico para empacadoras de frutas y vegetales frescos, Boletín poscosecha 04, pp. 1-5, 2003.
- [10] Augura, Guía ambiental para el subsector bananero, Ministerio del Medio Ambiente, 100, 2001.
- [11] Jorge Milton Moreno Mena, Julio César Candanoza Córdoba, Fauner Olarte Gordón, Buenas Prácticas Agrícolas en el Cultivo de Plátano de Exportación En La Región De Urabá, Augura, ISBN 978-958-99167-1-1, 2009.
- [12] R.L. Earle, M.D. Earle, Unit operations in food processing, The New Zealand Institute of Food Science & Technology, ISBN 0-08-025537-X, 2004.
- [13] Industrial el Cardín, Licuadoras Industriales, Equipos para el procesamiento de Alimentos en acero www.inducardin.com. (Revisado en febrero de 2014)

CAPITULO 4: TRANSFORMACIÓN

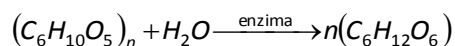
La Hidrólisis es la etapa más importante del proceso de producción de glucosa. En esta etapa se requieren las mayores conversiones, una adecuada distribución de temperatura, considerar pérdidas por evaporación, consumos energéticos y de potencia que permitan establecer las condiciones adecuadas y económicas para hacer viable la producción de glucosa. Omitir estos aspectos puede llevar a valores de rentabilidad engañosos, así como considerar los materiales, equipos y volúmenes incorrectos, que pueden generar grandes pérdidas en el establecimiento de la planta. Aumentos en la escala de trabajo pueden generar ahorro de costos de flujos de servicio sin embargo aumentar los requerimientos mecánicos y los costos emergentes relacionados a ellos. En este capítulo se evalúa los aspectos claves del diseño de los reactores para las tres escalas de producción de glucosa consideradas, el consumo de materia prima, la obtención del producto, las dimensiones de los reactores, el consumo de potencia por agitación, las pérdidas de calor y la distribución de temperaturas, así como los costos de operación del reactor.

1. BALANCES DE MATERIA

Debido a los tiempos de reacción, cantidades utilizadas y viscosidad de la mezcla se optó por considerar reactores batch con el balance de materia general:

$$\text{Entra} - \text{Sale} + \text{Genera} - \text{Consume} = 0$$

Donde la ecuación estequiométrica principal para la hidrólisis que rige el sistema y la reacción está dada por:



La reacción se lleva a cabo con la enzima alfa-amilasa y glucoamilasa (ver capítulo 2) debido a que no contamina el producto con trazas de ácidos (La Norma técnica Colombiana 610, indica un máximo de cenizas sulfatadas de 0.8 ppm and 40 ppm dióxido de sulfuro) [1]. Adicionalmente, el uso de ácido y altas temperaturas pueden generar degradaciones. Temperaturas menores a 140°C no presentan degradación significativa en la glucosa, la cual se descompone en menor proporción a pH mayores a 2.5 [2][3] debido a que la descomposición de azúcares es bastante dependiente de la acidez del sistema [3]. En este caso la descomposición de glucosa puede generar principalmente hidroximetilfurfural (HMF) [4]. Se debe indicar por otra parte que debido a las condiciones del proceso $T < 90^\circ\text{C}$ y pH no menores a 4 la fibra no sufre cambios considerables y sólo usando temperatura mayores a 100°C se empieza a generar una evaporación del agua residual en la lignina [5].

De acuerdo a los resultados experimentales (ver capítulo 2) para volúmenes grandes se considera una conversión promedio del 95% para el almidón. Las tablas 1, 2 y 3, muestran el cambio en los componentes claves en la reacción de hidrólisis del almidón de plátano para las 3 escalas consideradas.

Tabla 1. Balances para escala 1 (115.35 kg de pulpa a procesar)

Componentes clave	Entra (kg)	Genera (kg)	Consume (kg)	Sale (kg)
almidón	39.08	0.00	37.12	1.95
agua	518.45	0.00	3.01	515.44
glucosa	0.71	40.13	0.00	40.85
total	558.23	40.13	40.13	558.23

Tabla 2. Balances para escala 2 (461.4 kg de pulpa a procesar)

Componentes clave	Entra (kg)	Genera (kg)	Consume (kg)	Sale (kg)
almidón	156.32	0,00	148.50	7.82
agua	2073.78	0.00	12.04	2061.74
glucosa	2.84	160.54	0.00	163.38
total	2232.94	160.54	160.54	2232.93

Tabla 3. Balances para escala 3 (1153.49 kg de pulpa a procesar)

Componentes clave	Entra (kg)	Genera (kg)	Consume (kg)	Sale (kg)
almidón	390.79	0.00	371.25	19.54
agua	5184.45	0.00	30.10	5154.35
glucosa	7.10	401.35	0.00	408.45
total	5582.34	401.35	401.35	5582.34

Para la escala 1, de acuerdo a los tiempos totales de reacción (300 min), los tiempos de carga (>130 min) y descarga (30 min), se requiere de un batch por día, al igual que para la escala 2. Sin embargo, para la escala 3 se requiere de dos batch en el día.

Como se puede ver en las tablas 1 al 3, una tonelada de almidón representa 1027 kg de glucosa. El 12.7% del agua en el reactor corresponde al agua inherente de la pulpa de plátano. Igualmente, el 0.58% del agua se consume en el proceso, y aunque se podría pensar en una reducción de su uso, es un factor importante en las propiedades reológicas del sistema, las cuales desfavorecer las conversiones del sistema si hay una alta concentración y viscosidades demasiado elevadas. De tal manera que uno de los factores importantes a considerar en el proceso es la pérdida de agua por evaporación. Por lo tanto, durante el proceso se debe considerar una reposición continua de agua. La tabla 4 muestra el flujo necesario por escala y la pérdida de agua inminente (pérdida total de agua)

Tabla 4. Flujo de agua requerido para compensación de pérdida de agua, y agua total perdida por proceso.

Escala	flujo de agua requerido para compensación (ml/min)	pérdida de agua por batch (kg)
1	19.36	0.38
2	30.73	0.60
3	41.71	0.81

En general los tres reactores manejan volúmenes de líquido mayores a 565 L, sin embargo se debe considerar que por seguridad y operación se llenan entre un 75% a 80% [6], por lo cual los volúmenes de los equipos son un poco mayor.

2. DIMENSIONES DEL EQUIPO

Las dimensiones del reactor están en función del volumen a transformar por batch. En un reactor agitado y encaquetado, el margen de reactor libre considerado es del 20%. El tipo de agitador y el sistema reaccionante, en este caso es una mezcla con alta concentración de almidón que genera alta viscosidad que produce cavitación dentro del reactor, y necesario manejar una adecuada dilución. Por otro lado, de acuerdo a la experiencia obtenida en la experimentación, es recomendable manejar una buena agitación y distribución del material el cual tiende a precipitarse con facilidad. Tener un reactor con una relación altura del liquido (H)/diámetro (D) mayor que uno hace que se generen capas en el sistema, donde la capa superior es más líquida y la capa inferior más viscosa y con mayor cantidad de almidón. Por otro lado, una relación H/D menor a uno puede ser más adecuada sin embargo si es muy baja puede generar grandes problemas de transferencia de calor, para la cual el centro del reactor va estar a una temperatura mucho menor a la requerida.

Se consideraron las ecuaciones básicas de diseño tanques agitados para tipo batch en un sistema con dilución 1:4 almidón agua, que fue encontrada mediante los resultados experimentales, considerando la mayor viscosidad posible y densidad posible para ese sistema, con el fin de manejar los límites del equipo. Respecto a la geometría la relación H/D igual a 1 es considerada [7], y mediante el volumen (V) se puede encontrar el diámetro del equipo (Ecuación (1)):

$$V = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * H \quad (1)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * V}{\pi}}$$

Debido a que la altura real del reactor considera un 20% más de volumen, el cálculo se hace con el mismo diámetro pero con el volumen adicional el cual considera más de 707 Litros, esto genera una relación Altura/D de 1.25.

Respecto al agitador, la mejor opción para tener una mezcla adecuada de un fluido viscoso es la utilización de un ancla, ya que genera perfiles de velocidad uniformes a lo largo de la mezcla e impide que el almidón suspendido se precipite con facilidad. Para las dimensiones del ancla se consideró el espacio necesario entre las paletas y la pared del reactor, este valor sugerido por algunos autores es de 0.0275 por el diámetro del tanque [8], por lo tanto el diámetro de la paleta será el diámetro del reactor dos veces menos este valor. Respecto al ancho del ancla un valor entre 12/D y 8/D se considera adecuado, por lo cual se toma el promedio de ambos.

Dentro del diseño del reactor es importante evaluar el espesor (E_r) de las láminas, para esto se considera la ecuación (2) aplicada para una relación de Diámetro externo del equipo (D_o) sobre el diámetro interno o del líquido contenido (D_i) menor a 2 [9].

$$E_r = \frac{P * D_m}{2 * S * \epsilon} + C \quad (2)$$

Donde el espesor está en función de la presión en el reactor (P), el diámetro medio (D_m), el estrés de trabajo asociado al material (S), la eficiencia asociada a las uniones (ϵ) y la profundidad permitida de corrosión en el material (C). En este trabajo se consideró un margen de seguridad de diseño del doble de la presión normal del equipo, esta presión normal corresponde a la presión estática generada por el líquido contenido en el reactor. Respecto al material seleccionado, acero inoxidable 304 fue seleccionado por su composición y conveniencia en la producción de compuestos comestibles debido a la facilidad en el manejo de la asepsia luego de cada batch. Por otra parte, el acero inoxidable disminuye los riesgos de contaminación de los productos por compuestos tóxicos derivados del desgaste químico del equipo. Adicionalmente, la eficiencia asociada a las uniones se consideró la típica para este tipo de reactores 0.85 [10], se consideró una permisibilidad a la corrosión de 2 mm y el estrés de trabajo características para el acero inoxidable 304 de 510000 KN/m² [10].

El espesor de la chaqueta se obtuvo mediante la relación de pérdida de calor (ver balance de energía) y pérdida de presión respecto al diámetro, ya que cuanto mayor era el espesor de la chaqueta, menor pérdida de presión había, pero mayores pérdidas de calor se presentaban. Esto permitió obtener una curva potencial similar a una hipérbola que cambia de sentido de forma apreciable cuando las magnitudes de pérdida de calor aumentaban considerablemente. Para hallar el punto de equilibrio se traza una recta de 45° que nos indica el diámetro hidráulico adecuado para la chaqueta.

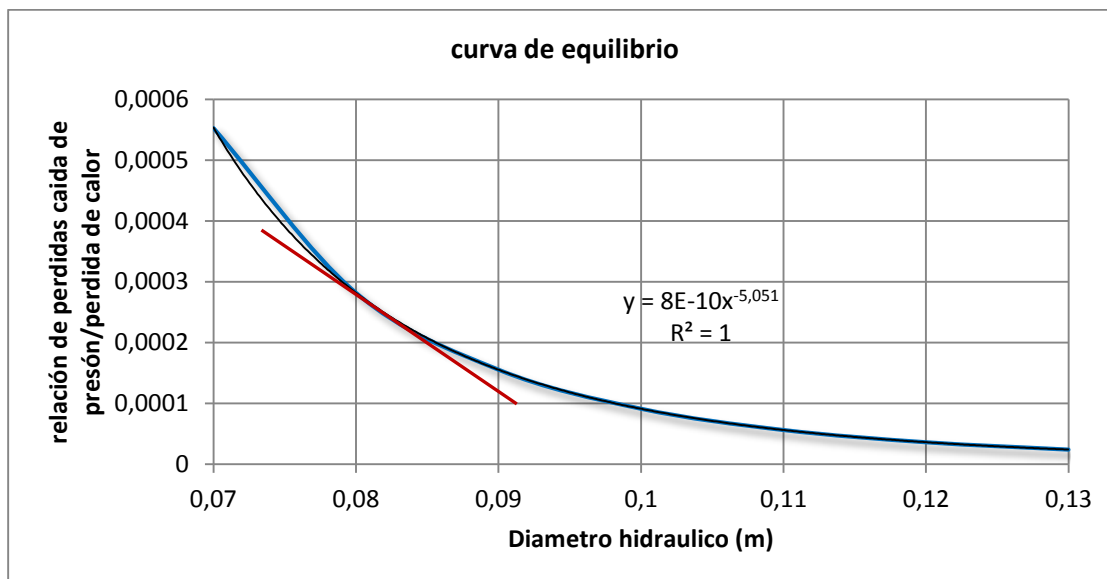
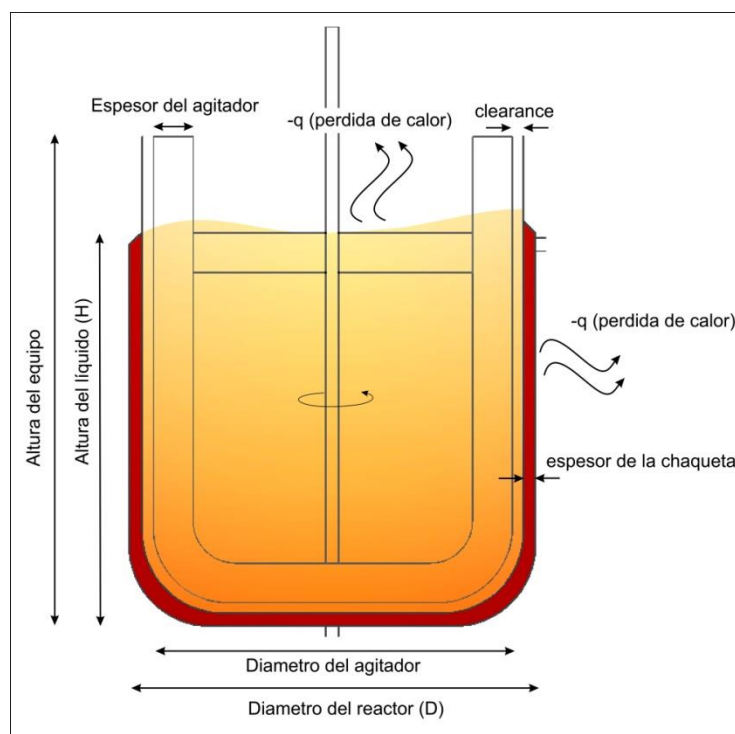


Figura 1. Comportamiento de la relación caída de presión/perdida de calor

El diámetro seleccionado para la chaqueta también indica la necesidad de flujos determinados para mantener la temperatura deseada en el reactor, estos flujos en las tres escalas generan velocidades para el agua en la chaqueta entre 5.65 y 17.8 cm/min para estado estable cuando la mezcla se encuentra a la temperatura deseada y la temperatura de entrada flujo corresponde a 100°C.



Esquema 1. Diseño general del reactor

Tabla 5. Sumario de la geometría de los equipos para las 3 escalas deseadas

Dimensión	Unidad	valor		
Escala		1	2	3
Cantidad por batch	kg	115.35	461.40	1153.49
Tiempo de calentamiento	min	200	200	200
Tiempo reacción por batch	min	300	300	300
Tiempo para cargar reactor	min	130.84	261.68	218.07
Tiempo lavado y descarga	min	30	30	30
Numero de batches por día		1	1	2
Volumen agua requerida	L	452.35	1809.40	4523.50
Volumen total	L	565.52	2262.06	5655.15
Diámetro del reactor	m	0.90	1.42	1.93
Altura del reactor	m	1.12	1.78	2.41
Presión estática en el reactor	Pa	12492.17	19830.07	26913.55
Presión máxima considerada para el reactor	Pa	24984.33	39660.14	53827.10
Material		acero inoxidable 304		
Espesor teórico pared del reactor	mm	2.03	2.07	2.12
Espesor para lámina estándar utilizada (calibre 12)	mm	2.66	2.66	2.66
Espesor de chaqueta	cm	4.11	4.19	4.27
Espacio total entre ancla y paredes	cm	4.93	7.83	10.62
Espesor de aspas del ancla	cm	9.34	14.82	20.11
Diámetro ancla	m	0.85	1.34	1.82
altura del agitador	m	0.90	1.42	1.93

La tabla 5 muestra las características principales de los reactores respecto al dimensionamiento, donde respecto al tiempo de carga el reactor de escala dos requiere el doble de tiempo que la escala 1 pero 19% más que la escala 3 para uno de los dos batches a realizarse. Respecto a los tamaños, la escala 2 es 4 veces mayor respecto a las escala 1, y 2.5 veces menor a la escala 3, sin embargo los diámetros de los equipos son apenas 1.6 veces menores para la escala 1 respecto a la 2 y 1.4 veces mayores para la escala 3 respecto a la 2. Aunque los volúmenes son muy diferentes, la presión en el reactor y la resistencia de la lámina permite espesores similares, los efectos geométricos en la potencia de mezclado se muestran en la siguiente sección.

3. POTENCIA DE MEZCLADO

La potencia de mezclado es uno de los factores importantes a considerar debido al consumo energético. Aunque se seleccionó el agitador en función de consideraciones experimentales y la

experiencia con respecto a diferentes tipos de agitadores, es importante una comparación para un agitador tipo Rushton con el fin de evaluar las posibles diferencias de consumo de potencia.

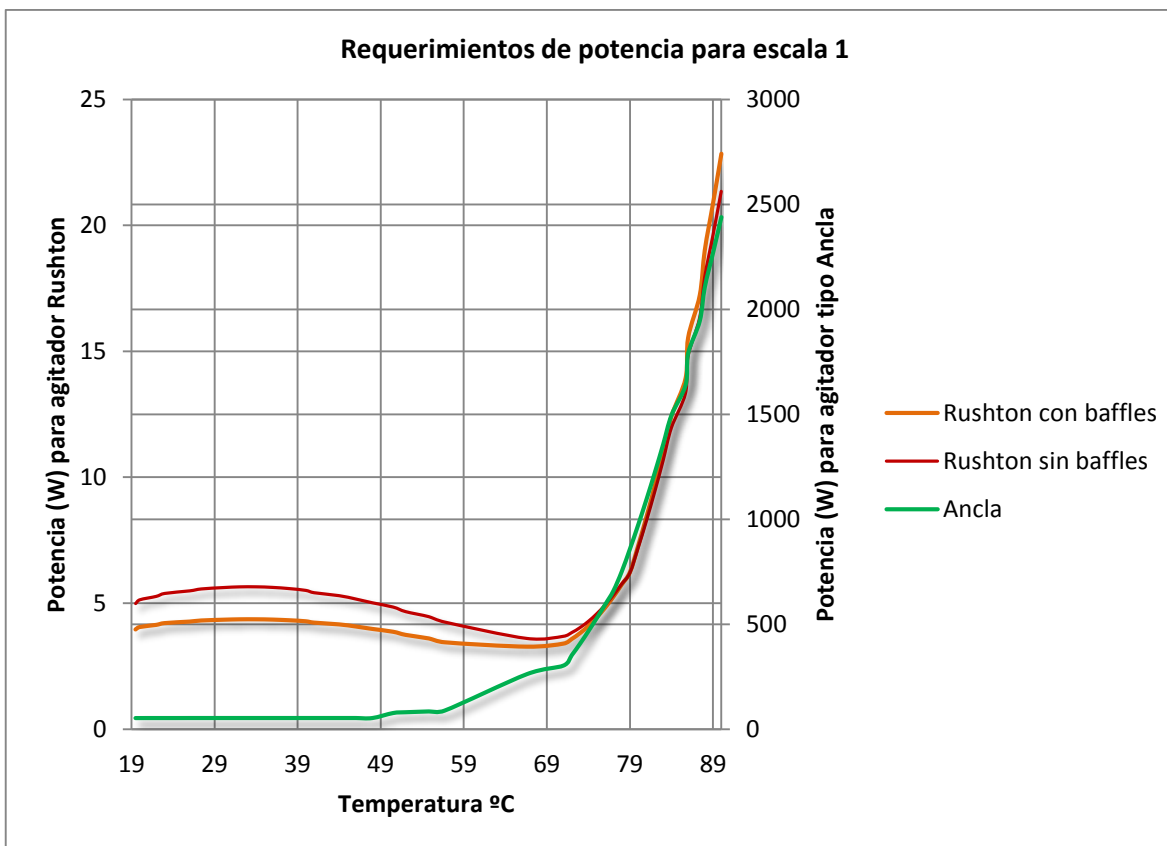


Figura 2. Comportamiento del requerimiento de potencia para la licuefacción en la escala 1.

La figura 2 muestra las curvas de potencia para agitador rushton (con baffles y sin baffles) y ancla, donde se puede ver que la potencia requerida para un agitador tipo ancla puede ser hasta 100 veces mayor con respecto a la rushton, esto genera una demanda de energía mucho mayor. Sin embargo, la importancia de un mezclado adecuado prevalece, así como la distribución correcta de la materia prima y mantener los perfiles de temperatura poco pronunciados y las diferencias de temperatura en la mezcla muy pequeña, lo cual no se puede lograr con un agitador tipo rushton. Utilizar el agitador tipo rushton puede generar pérdidas importantes en la conversión y tener grandes cantidades de almidón sin reaccionar, el cual una vez expuesto a una gelatinización parcial es más difícil transformarlo de forma enzimática (Ver Capítulo 2) que implicaría una generación importante de residuos, poco producto y pérdidas económicas en todos los sentidos.

La escala 2 y 3 tienen perfiles similares, la diferencia radica en que la potencia requerida es mucho mayor. La figura 3 muestra las curvas de potencia durante la reacción de hidrólisis para las 3 escalas consideradas, donde alrededor de los 200 min (tiempo en el cual se alcanza la temperatura máxima) en el desarrollo de la gelatinización, se puede encontrar el mayor requerimiento de potencia, el cual es de 7466.2 W para la escala 1, 30288.54 W para la escala 2 y 85201.3 W para la escala 3. Los consumos de potencia máximos nos permite seleccionar el tipo de motores eléctricos

estándar requeridos para la agitación, es este caso motores de 15 HP para la escala 1, 50 HP para la escala 2 y 121 HP para la escala 3.

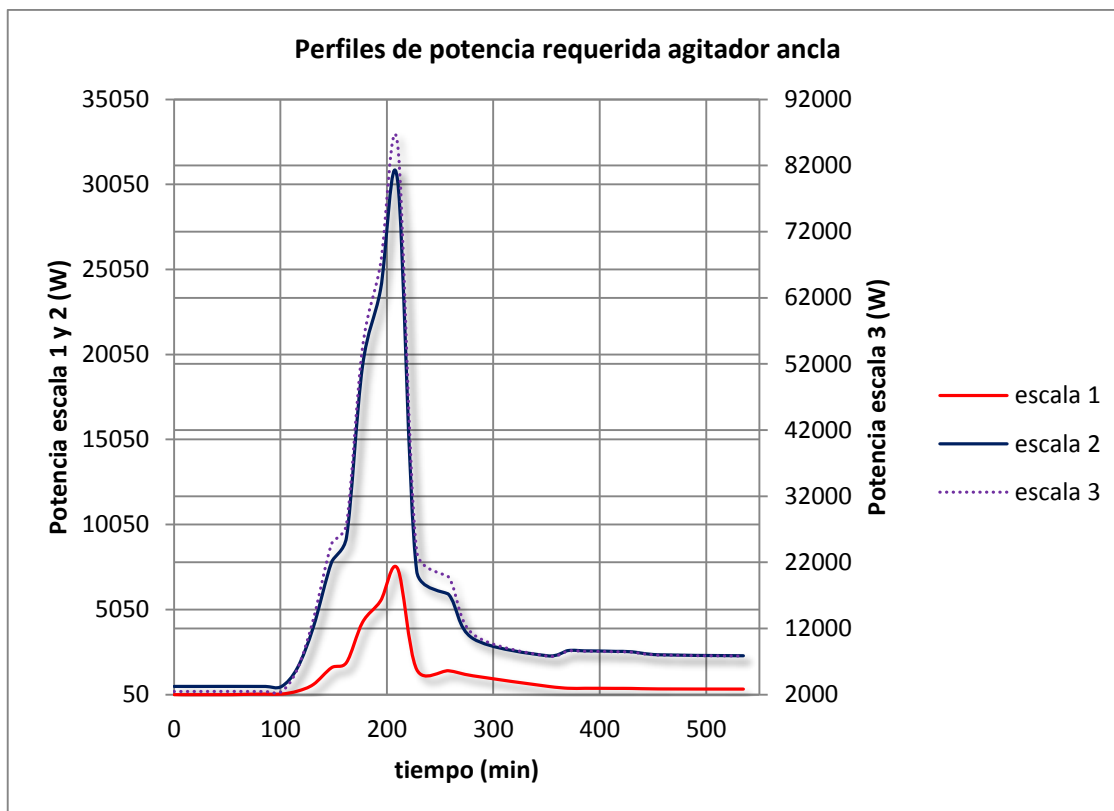


Figura 3. Potencia de agitación en la hidrólisis

A partir de los perfiles de potencia en el tiempo se puede calcular la energía consumida en la etapa de transformación del almidón de plátano.

Tabla 6. Costos por agitación en la etapa de transformación para 3 escalas

Concepto	Escala 1	Escala 2	Escala 3
Energía (KWh)	14.85	66.71	205.74
costo por batch (\$)	\$ 4,248.27	\$ 19,077.88	\$ 58,840.41
costo por semana (\$)	\$ 29,737.91	\$ 133,545.13	\$ 823,765.70

La tabla 6 muestra el consumo energético para la hidrólisis y los costos para Manizales, donde la escala 1 consume un 88% menos energía que la escala 2, que a su vez consume 67.6% menos energía que la escala 3. Respecto a los costos, la escala 3 tiene un costo por batch 3 veces mayor al costo de la escala 2, sin embargo debido a que el número de batch por semana es diferente, el costo cambia, donde para la escala 3 el costo por semana es 6 veces mayor que la escala 2.

4. ENERGÍA

Uno de los factores importantes a considerar en el diseño del reactor es la pérdida de calor, los perfiles de temperatura con el fin de cumplir con las especificaciones de la reacción, en especial en la etapa de gelatinización. Se consideraron las pérdidas de calor por convección libre encima de la mezcla de reacción y las perdidas por convección forzada debido al flujo de aire del ambiente alrededor de la chaqueta. Para esto se utilizaron las ecuaciones de transferencia correspondientes como la ley de enfriamiento de newton y la ecuación de Zhukauskas de acuerdo a la geometría del reactor. Por otra parte se consideró una temperatura de entrada a la chaqueta de 100°C inicialmente.

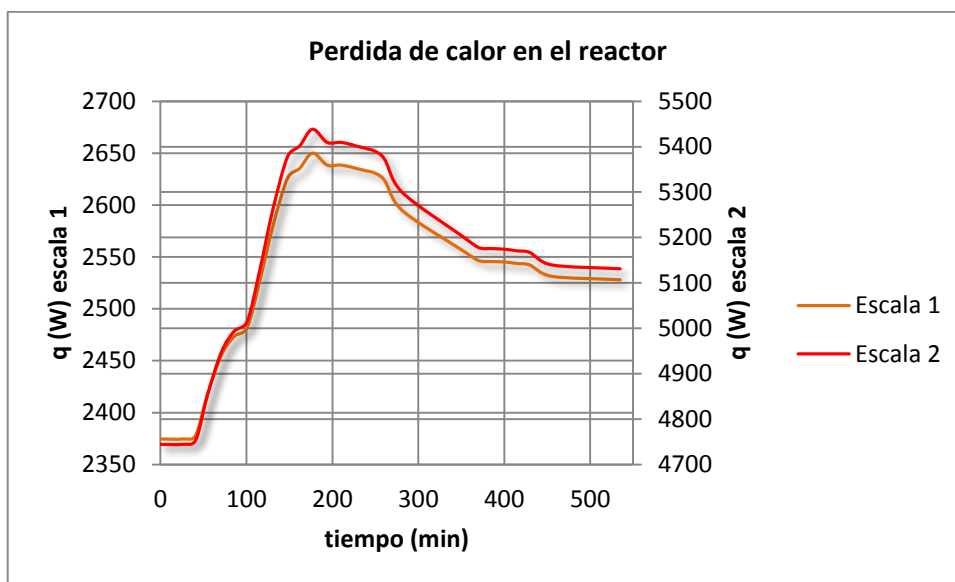


Figura 4. Perdida de calor en el reactor para las escalas 1 y 2

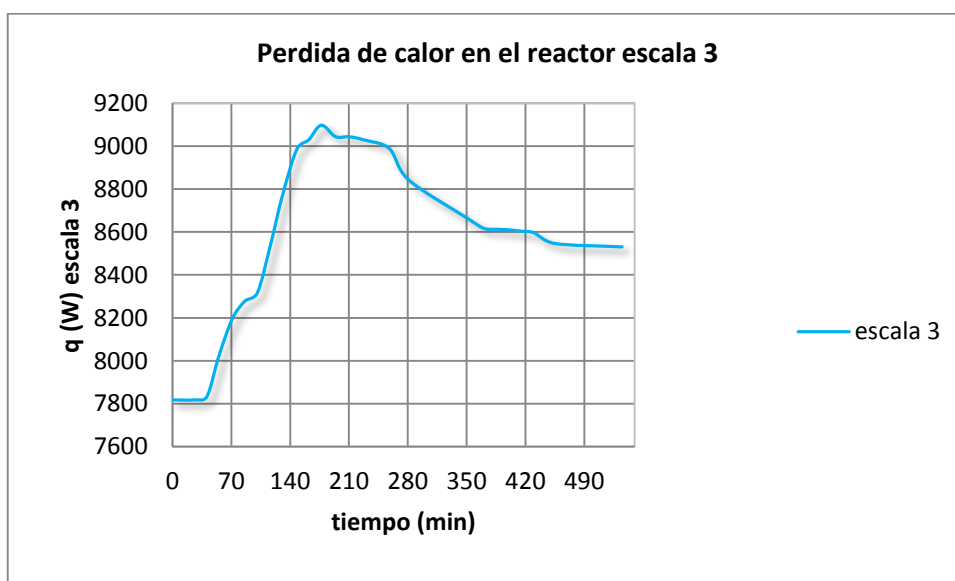


Figura 5. Perdida de calor en el reactor para la escala 3

Las figuras 4 y 5 muestran las pérdidas netas de calor en el reactor incluyendo la chaqueta. Estas pérdidas aumentan con el tiempo debido a que la temperatura en la mezcla incrementa. En la superficie del volumen de reacción se presentan mayores la diferencias y el calor acumulado utilizado para aumentar la temperatura de la mezcla pasa a ser calor perdido una vez la mezcla alcanza la temperatura deseada. Estas pérdidas de calor definen el caudal y flujo másico necesario por la chaqueta para mantener los rangos de temperatura deseada en todo el reactor, en este caso para la escala uno 18 kg/h, la escala dos requiere de un flujo másico de 32.4 kg/h y la escala tres 61.2 kg/h, todos en estado estable cuando la temperatura de reacción se ha alcanzado. Por lo cual es importante estudiar cómo se comporta la temperatura a través del reactor con el fin de evitar puntos con altas temperaturas que generen daño en el producto y bajas temperaturas que disminuyan los rendimientos.

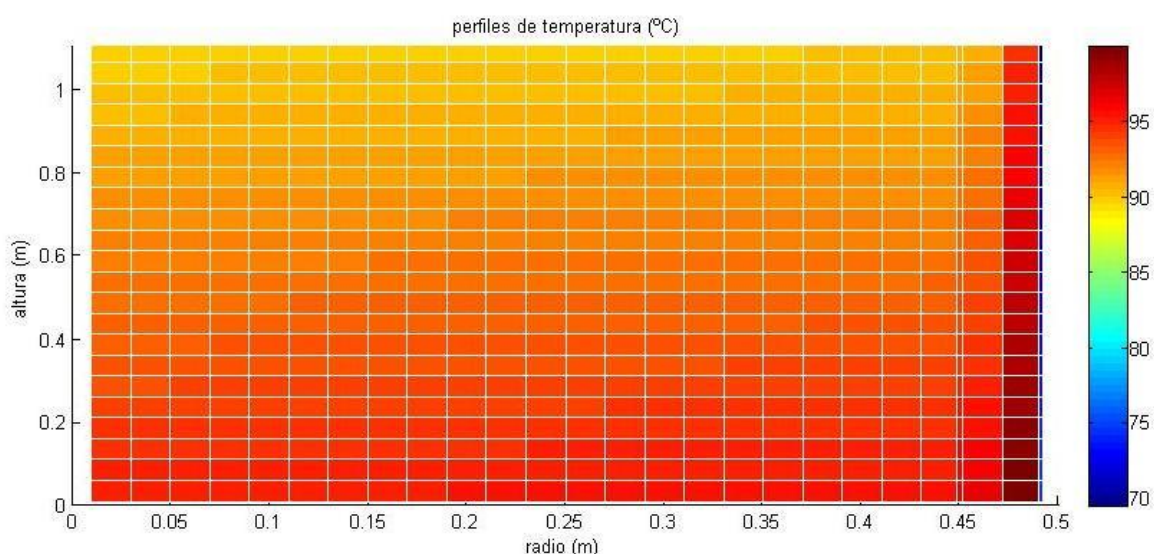


Figura 6. Perfil de temperaturas en el reactor escala 1 para gelatinización

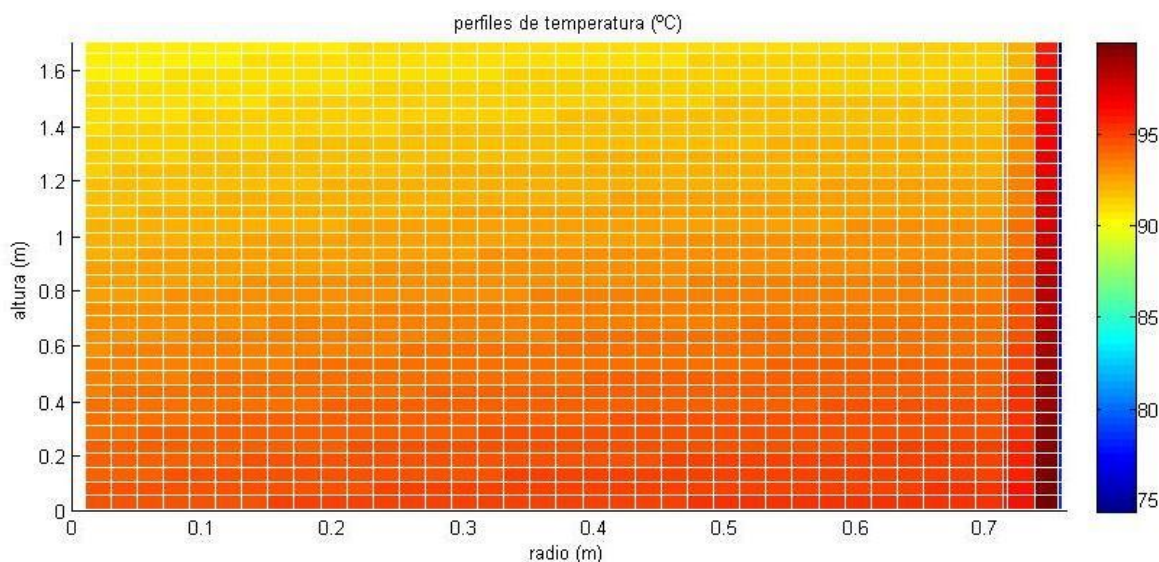


Figura 7. Perfil de temperaturas en el reactor escala 2 para gelatinización

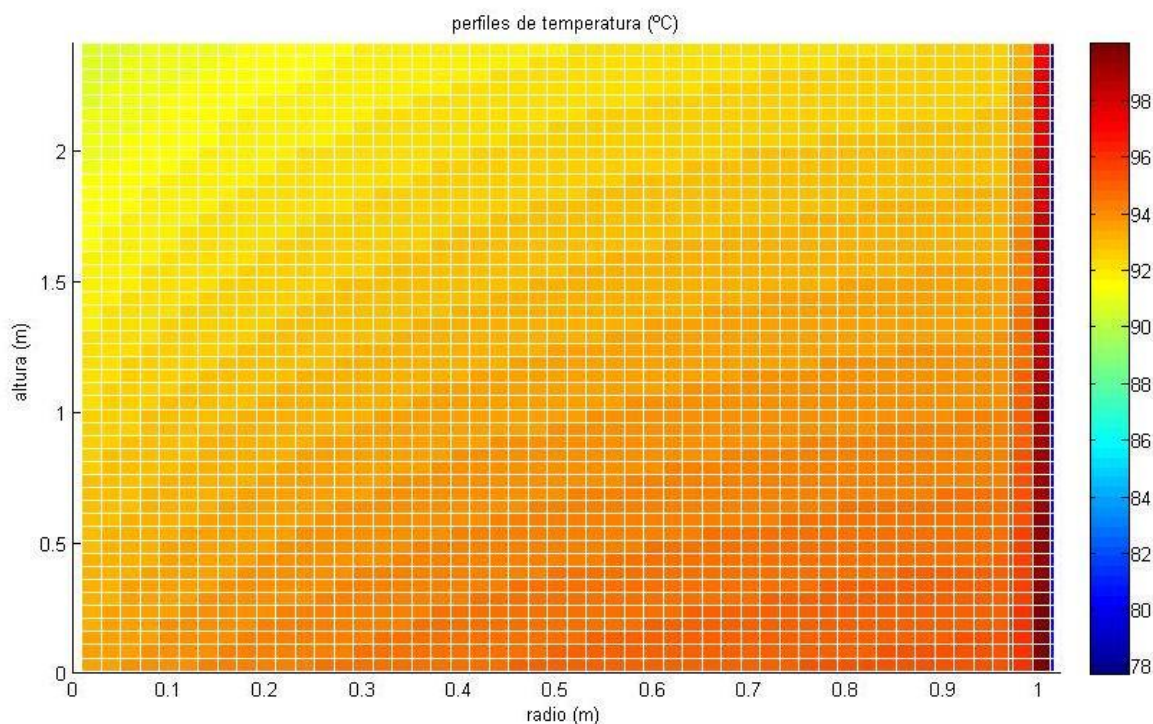


Figura 8. Perfil de temperaturas en el reactor escala 3 para gelatinización

Las figuras 6, 7 y 8 muestran una aproximación a las temperaturas en el reactor para las tres escalas. Como se puede observar, debido a la geometría de los reactores y a la reducción de área, a medida que disminuye la escala, la pérdida de calor es menor. Esto implica que en el reactor para escala 1 se presenten temperaturas más altas hacia el centro del reactor comparado con las otras dos escalas, de tal manera que es más fácil mantener la mezcla a la temperatura deseada. Respecto a la escala 2 las mayores diferencias se dan hacia la parte superior de la mezcla de reacción, y en la escala 3 se puede notar los perfiles hacia el centro del reactor en concordancia con los “vórtices” generados por la agitación. Dentro de los 3 casos se puede notar que se deben manejar rangos de temperatura y que no toda la mezcla está a una temperatura aproximada a la deseada. Desde este punto de vista, para mantener la mezcla alrededor de 90°C es necesario permitir temperaturas alrededor de 96°C en el fondo del reactor y cerca de la chaqueta, así como temperaturas alrededor de los 88°C cerca al centro superior. Respecto al espacio, las escalas menores contienen mayores puntos con temperaturas superiores a 90°C por cm² a diferencia de la escala mayor donde se puede notar que más del 50% de la mezcla contiene temperaturas muy cercanas a los 90°C.

Teniendo en cuenta las pérdidas de calor, se puede considerar los costos por flujos de servicio en el reactor (vapor) y el combustible de caldera. Una caldera industrial puede trabajar alrededor de 1000 psig – 1800 psig, con vapor a una temperatura de 538°C [11], o 8600 Kpa y una temperatura

de 500°C de vapor sobre calentado [12]. Podemos hallar entonces la cantidad aproximada de vapor requerido en cada momento con la ecuación (3):

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{Q}{H_{vap}} \quad (3)$$

Con $H_{vap}=3391.3$ KJ/kg @ 86bar

Para lo cual podemos hallar el combustible requerido mediante la ecuación (4):

$$\dot{m}_{Combustible} = \frac{\dot{m}_{vapor} * H_{vap}}{PC_{total}} \quad (4)$$

Donde PC es el poder calorífico del combustible. [13] El Poder calorífico gas natural es de 39900 KJ/kg, el del ACPM 42700 KJ/kg y 21300 KJ/kg para carbón.

Tabla 7. Costos de los fluidos de servicio para la operación del reactor de hidrólisis

Concepto		Escala 1	Escala 2	Escala 3
cantidad de combustible requerido por batch (kg)	ACPM	2.87	5.83	9.71
	Gas Natural	3.07	6.24	10.39
	Carbón	5.75	11.70	19.46
costo del combustible por batch (pesos)	ACPM	\$ 18,177.18	\$ 36,953.70	\$ 61,493.94
	Gas Natural	\$ 5,244.46	\$ 10,661.84	\$ 17,742.16
	Carbón	\$ 853.25	\$ 1,734.63	\$ 2,886.57
vapor requerido (m3)		0.024	0.049	0.081
costo de vapor requerido por batch (pesos)		\$ 40.13	\$ 81.52	\$ 135.61
cantidad de agua por batch (m3)		0.1605	0.2889	0.5457
costo del agua de calentamiento por la chaqueta del reactor (pesos)		\$ 268.10	\$ 482.58	\$ 911.55

La tabla 7 considera el consumo real de combustible en función del requerimiento del tiempo en la operación. Al final, se pueden obtener costos para ACPM por kg de pulpa transformada de \$157.58 para la escala 1, \$ 80.09 para la escala 2 y \$ 53.31 para la escala 3, mostrando que entre mayor sea la escala se reducen los costos de servicio, en este caso, a un tercio del costo para la escala 3 comparada con la 1. Respecto a los costos por uso de agua, la cantidad de agua por calentamiento representa alrededor de 7 veces más inversión comparada con el vapor usado. Sin embargo la temperatura en el proceso de hidrólisis no puede ser controlado con vapor debido a la alta temperatura de entrada, así como la necesidad de manejar temperaturas menores a los 70°C al final de la reacción, generar puntos calientes para las enzimas sería reducir su actividad y llegar a desnaturalizarlas.

REFERENCIAS

- [1] Instituto Colombiano de Normas Técnicas y Certificación, NTC 610: Industrias Alimentarias, Jarabe de Glucosa. ICONTEC, 2001.
- [2] Qian Xiang, Yong Y. Lee, And Robert W. Torget, Kinetics of Glucose Decomposition During Dilute-Acid Hydrolysis of Lignocellulosic Biomass, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, pp. 113–116, 2004.
- [3] Y. Y. Lee, Prashant Iyer, R.W. Torget, Dilute-Acid Hydrolysis of Lignocellulosic Biomass, *Advances in Biochemical Engineering / Biotechnology*, Vol. 65
- [4] Solange Ines Mussatto, Ines Conceição Roberto, Alternatives for detoxification of diluted-acid lignocellulosic hydrolyzates for use in fermentative processes: a review, *Bioresource Technology*, 93, pp. 1–10, 2004.
- [5] Kai Wörmeyer, Thomas Ingrama, Bodo Saake, Gerd Brunner, Irina Smirnova, Comparison of different pretreatment methods for lignocellulosic materials. Part II: Influence of pretreatment on the properties of rye straw lignin, *Bioresource Technology* 102, pp. 4157–4164, 2011.
- [6] Pauline M. Doran, *Bioprocess Engineering Principles*, Elsevier Science & Technology Books, ISBN: 0122208552, 1995.
- [7] Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriott, *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*, Sexta Edición, ISBN 970-10-3648-4.
- [8] James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair, Stanley M. Walas, *Mixing and Agitation, Chemical Process Equipment (Third Edition)*, pp. 277–327, 2012.
- [9] Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, ISBN 0-97-100871-3, pp. 450-451.
- [10] R K Sinnott, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, fourth edition, ISBN 0 7506 6538 6, pp. 811-813, 2005.
- [11] *Steam: Its Generation and Use*, chapter 24, The Babcock & Wilcox Company Barberton, Ohio, USA. 2005
- [12] Smith, Van Ness, Abbott, *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*, McGraw Hill ISBN 9789684222878, 1996.
- [13] Ben Hur Valencia Valencia. *Balances de Energía*. Vol 1 y 2. Manizales Universidad Nacional de Colombia, ISBN 958-9322-22-0 1996.

CAPITULO 5: SEPARACIÓN

La separación es una de las etapas fundamentales en el proceso de la producción de glucosa a partir de plátano, en la cual, se espera eliminar la presencia de fibra y almidón no transformado de la corriente líquida. De igual manera, obtener la mayor cantidad de proteína posible separada de la corriente de glucosa evita las reacciones secundarias entre las proteínas y los azúcares que se pueden dar en la evaporación una vez sea aplicada alta temperatura. Esto genera pardeamiento, sabores y olores particulares en el producto que disminuyen su calidad y funcionalidad como materia prima para otros productos. Por lo tanto, se tienden a desarrollar 3 etapas de separación importantes: i. filtración, ii. Sedimentación forzada por centrifugación, iii. Evaporación. Estas tres etapas en general son adecuadas aplicadas de forma correcta. En este capítulo se considerará la aplicación de estas tres etapas para las escalas de proceso trabajadas, y se considerarán las características principales que benefician el proceso.

1. FILTRACIÓN

El producto del reactor comprende una fase líquida rica en azúcares, especialmente glucosa y proteína, y una fase sólida rica en fibra la cual posteriormente se puede utilizar para la producción de azúcares adicionales, papel, etanol, metano, entre otros. Dentro de las mejores opciones iniciales para obtener la fase líquida libre se encuentra la filtración, debido a que en la utilización de decantadores o una centrífuga sin canasta la proteína y la pectina terminan en la fase sólida donde es más difícil separarla. La decantación requiere de mayores tiempos y el grado de humedad en la fase sólida es muy alto. Por otra parte, el desarrollo de la filtración requiere de diferencias de presión para poder desarrollarse [1] pero el rendimiento de la separación es mucho mayor.

Debido a la característica de operación batch para la producción de glucosa, el tipo de filtro a usar es discontinuo. Adicionalmente, en la filtración con el fin de obtener glucosa no se usa temperatura, evitando los daños en el producto y pardeamiento o caramelización, en específico debido a la reacción de las proteínas y la glucosa mediante la reacción de Maillard [2, 3]. La tabla 1 presenta algunas características resumidas sobre algunos tipos de filtración que se pueden desarrollar [1].

Tabla 1. Características de tipo de filtro

Filtro	Característica
Gravedad	Poco costoso, requiere partículas muy grandes
De torta	Grande cantidades de sólidos permitidos, recomendables para operación sólido líquido
Suspensión	Requiere partículas de un tamaño muy pequeño y poca cantidad de sólidos
Flujo transversal	Velocidades altas, partículas muy pequeñas

Debido a que la mezcla que sale del reactor contiene una cantidad de sólidos de 1.07 a 1.13% y diámetros de partícula alrededor de los 20 μm es preferible un proceso de separación mediante filtración de torta. Dentro de las posibilidades por filtración por torta encontramos variaciones en el diseño que permiten un manejo continuo o discontinuo del material para la producción de glucosa (ver Tabla 2).

Tabla 2. Filtración por torta respecto a separación de fibra de plátano

Tipo de filtro	Característica general
Filtro prensa	Presión adecuada, genera escurrimiento con presión de entrada 3 a 10 atm por bomba. Tiempo de lavado alto, requiere cantidad de agua de lavado considerable.
Filtro de carcasa y hojas	Menor mano de obra, menor tiempo de lavado, menor presión usada, adecuada con coayudantes.
Filtro discontinuo al vacío	Para materiales corrosivos, ayuda a adelantar el secado de la torta. Niveles experimentales, requerimiento energético considerable.
Filtro continuo al vacío	No hay alta diferencia de presión que permita una mayor succión del producto requerido.
Filtro de tambor rotatorio	Continuo con utilización de vacío, adecuado para almidón, retiro constante de la torta y lavado de la misma. Especial para altas demandas de producto. Requiere producto diluido.
Filtros de banda horizontal	Es adecuado para suspensiones con partículas sólidas gruesas de alta velocidad de sedimentación.
Filtración centrífuga	En discontinuo, los sólidos quedan altamente secos, reducción de costos de secado, mayor extracción de líquidos que una prensa o vacío. Utiliza telas metálicas que facilitan retirar la torta. En continuo La torta queda impregnada de forma importante con el producto. En continuo La torta queda impregnada de forma importante con el producto.

Uno de los grandes inconvenientes para utilizar vacío en la filtración es que la mayoría de los sólidos que quedan luego de la hidrólisis son muy finos y generan una torta rápidamente con muy pocos espacios entre partículas. Esto produce un taponamiento y aumenta los tiempos de filtrado considerablemente. Por lo cual, filtración continua no es conveniente. De acuerdo con la tabla 2, la filtración centrífuga otorga las características requeridas por el proceso de producción de glucosa para obtener la fase líquida, sin mayores costos y de forma efectiva. Específicamente la utilización de centrifugación discontinua, este tipo de centrifugación forma tortas entre 50 y 150 mm [1] con tiempos de ciclos entre 10 y 30 min. Respecto a las centrifugas automáticas, estas no son convenientes debido al tamaño fino de las partículas de fibra luego de obtener la glucosa, por lo cual es preferible considerar un equipo discontinuo de recipiente suspendido. Se recomienda para

tamaños de partícula mayores a 2 μm y concentración de sólidos menores al 60% centrifugas con filtro tipo cesta [4].

En la separación centrifuga, la eficiencia de la separación no depende sólo de la diferencia de densidades sino específicamente de los gradientes de presión radiales en la torta y el material [5]. Además la utilización de centrifugación implica un aumento en la fuerza ejercida sobre las partículas mucho mayor que la generada por la gravedad. Con el fin de desarrollar la separación con centrifuga, se deben considerar algunas variables para su selección y de ser el caso dimensionamiento. Algunas características del flujo a separar se citan a continuación:

Viscosidad del líquido: confidencial

Densidad de la mezcla: confidencial

Concentración de sólidos: confidencial

Distribución de partícula: confidencial

A partir de los flujos producidos del reactor se puede determinar el volumen de producto a tratar, así como escoger la centrifuga comercial con la capacidad más adecuada para la separación. La tabla 3 muestra el volumen de centrifuga disponible para cada escala, el número de batches necesarios, el volumen de la torta y el diámetro de la canasta para cada equipo seleccionado. El número de batches se triplica con el aumento de escala de producción, y encontramos la necesidad de utilizar equipos 25% y 97% más grandes que la escala 1, aunque el volumen de sólidos sea 31% mayores en la escala 2 respecto a la 1 y el doble en la escala 3 respecto a la 1. Además, es importante denotar que el diámetro de canasta no cambia demasiado entre las 3 escalas, lo que implica mayor diámetro de torta para las escalas mayores, y puede requerir tiempos de centrifugación mucho mayor. Sin embargo, como lo muestra la tabla 4, los espesores de la torta generada son similares, esto debido a que las de flujo aumentan para cada escala, por lo tanto nos encontramos con variaciones entre 0.07 y 0.1 cm.

Tabla 3. Características de centrifuga de cesta para las 3 escalas.

Volumen que ocupa el sistema (L)	Versiones disponibles de centrifugas (Volumen L)	referencia	número de batches	velocidad máxima	volumen sólidos (L)	volumen de torta (L)	Diámetro de la canasta del equipo (m)
498.61	683.6	HZ160/4.0	1	950	7.25	29.00	1.6
1897.33	854.6	HZ160/5.0	2	950	9.53	38.11	1.6
4694.99	1350	H180/7.1	3	840	15.21	60.83	1.8

El tiempo de filtrado se encuentra entre los 2.6 minutos y los 3.6 minutos, 1 minuto de diferencia para las 3 escalas, sin embargo se debe tener en cuenta que la escala mayor requiere de tres batches más. Al final la potencia requerida por los equipos y los tiempos por todos los batch refleja 3 veces más energía consumida.

Tabla 4. Resultados de la centrifugación con canasta para filtración

Espesor de la torta (cm)	Caída de presión (kPa)	tiempo de filtrado (min)	Energía consumida en los batches en filtrado(KWh)
1,449	64.98	2.64	1.84
1,524	68.31	2.77	3.88
1,729	68.19	3.57	10.98

La filtración por centrifugación es efectiva debido a la baja cantidad de líquido que queda en la torta (entre el 0.9 y 3% de la cantidad de líquido inicial). Adicionalmente los sólidos al ir formando la torta ayudan a filtrar el líquido [1]. Las etapas del ciclo de centrifugado tienen una demanda de energía tanto para la filtración como para el lavado de la torta. Por otra parte, el tiempo de ciclo debe comprender la carga de alrededor de 1 minuto, el tiempo de filtrado, el tiempo de lavado y el tiempo de descarga.

Una de las características principales del producto líquido de la filtración es su contenido en proteína, 35 kg de proteína por tonelada de azúcares. De igual manera la fase sólida es rica en material lignocelulósico, con 186.8 kg por tonelada de torta, de los cuales el principal componente lignocelulósico es la lignina con 71.6 kg por tonelada de torta.

2. CENTRIFUGACIÓN

Una vez se separa la fase líquida es importante retirar la proteína. En primer lugar para obtener la glucosa con una baja cantidad de otros componentes, luego con el fin de disminuir la posibilidad de reacciones de Maillard, y finalmente obtener otro subproducto de valor agregado enfocado en la seguridad alimenticia. Uno de los factores importantes para escoger el medio de separación es la experiencia obtenida en el laboratorio, en la cual se notó que la proteína no queda atrapada en la torta en medios filtrantes, y que la ultrafiltración para la proteína puede ser demorada y costosa comparada con otras alternativas. La centrifugación adelantada en el laboratorio mostró una adecuada recuperación de proteína y clarificación de la glucosa. Por otra parte es importante identificar a nivel industrial que tipo de centrifuga se debe utilizar, para ello se considera el tamaño de partícula generado por la acumulación y precipitación de la proteína como resultado del efecto térmico de la hidrólisis, en este caso entre 5 nm y 2 μ m [6, 7]. Adicionalmente, la concentración de sólidos corresponde a menos del 0.3% de la mezcla. Esto indica que una de las mejores opciones de separación es la centrifuga de recipiente sólido o la centrifuga de discos [4]. En este caso se considerará la centrifuga de discos debido a que tiene la capacidad de separar las tres fases [4] presentes en el producto de la centrifuga de filtro, que son la fase proteínica con mayor densidad, la fase oleosa y la acuosa, de igual manera contribuyen a la clarificación del producto.

Las centrifugas de disco suelen ser continuas, por lo cual la selección del volumen del equipo merece una consideración especial y una apreciación basada en las experiencias industriales, en

este sentido la tabla 5 muestra los volúmenes requeridos para la centrifugación correspondiente a cada una de las escalas trabajadas.

La distancia y ángulo de los platos es un factor importante, sin embargo se escogerán centrifugas con funciones similares a la separación de proteína, y se considerara las especificaciones estándar ya inherentes por la centrifugas industriales, es decir, no se diseñara la centrifuga, si no se escoge la más adecuada. En este sentido, una centrifuga tipo “nozzle” no será seleccionada debido a las pérdidas importantes de producto [4, 8], a diferencia de una configuración de limpieza manual.

Tabla 5. Características generales de la centrifuga para separación de proteína

volúmenes para segunda centrifuga (L)	volúmenes de segunda centrifuga (L)	volúmenes de tercera centrifuga (L)	Diámetro del equipo	velocidad rpm	capacidad (L/h)	motor (kw)
escalas	por gráfica	por gráfica				
610.86	2.11	1	315	7200	4000	5.5
2261.99	7.26	8,5	355	6700	5000	7.5
5574.85	10.58	14,7	385	6500	5000	7.5

El volumen de la centrifuga en continuo requerida para cada escala está entre el 0.2 y 0.34% del volumen a tratar. Sin embargo, los volúmenes disponibles varían entre -52% del volumen ideal para la escala 1 a 39% para la escala 3, estos volúmenes de equipos generan en algunos casos aumento en la velocidad de flujo requerido como en el caso de la escala 1, o disminución como en la escala 3. De igual manera este aumento o disminución de flujo afecta los tiempos de la etapa de centrifugación.

Los tiempos de centrifugación, la fuerza centrífuga relativa (RCF) y el flujo másico final para la centrifuga de disco es mostrado en la tabla 6. Donde podemos encontrar tiempos para la escala 1, 37% mayores para la centrifugación continua que respecto al tiempo total de ciclo de la centrifuga filtro. Respecto a la escala 2 y 3 se ven tiempos mayores en comparación con la centrifugación de filtro en un 32 a 44.2% respectivamente. Por otra parte, las fuerzas centrifugas relativas generadas por las centrifugas de disco están en concordancia con las aplicadas para partículas de tamaños muy pequeños y con la cantidad de sólidos menores al 1% [9], en este caso menor a 0.3% de proteína. De igual manera los tiempos están acordes con los presentados para partículas menores a 1.4 um donde se manejan tiempos entre 4 y 30 min [9] así como los flujos másicos para RFC mayores a 12000 g donde para tamaños de partícula alrededor a 2 um se puede encontrar flujos de 50.7 L/min [9]

Tabla 6. Tiempos y flujo másico en la separación de proteína.

G/g (RCF)	tiempo (min)	flujo másico kg/h
18272.8	9.16	3990.22
17832.3	27.14	4986.90
18201.9	66.90	4986.74

3. EVAPORACIÓN

El sistema de evaporación debe ser desarrollado en condiciones específicas en las cuales no se facilite el pardeamiento térmico de la mezcla. Para esto se utilizan temperaturas inferiores a 100°C, ya que altas temperaturas y baja cantidad de humedad debido a la concentración por evaporación beneficia la reacción de aminoácidos con los azúcares para la producción estos compuestos no deseables (N-substituida glicosilamina) [3]. Por otro lado los tiempos de exposición también son importantes, altas temperaturas y tiempos bajos producirían igual pardeamiento, así como temperaturas moderadas y tiempos prolongadas adicionalmente producen deterioros y sabores no deseados. [3]

De acuerdo con la literatura mezclas de caseína-glucosa generan pardeamiento a 60°C [3], sin embargo una vez adelantada la centrifugación, la cantidad de proteína es menor al 0.01%, y la relación en peso proteína/glucosa es menor a 3.7×10^{-4} por lo cual no se espera pardeamiento significativo debido a esta mezcla de glucosa y proteína

De acuerdo a Castellanos et al. (2004) temperaturas superiores a 70°C generan pardeamiento considerable así como tiempos prolongados, de tal manera que temperaturas por debajo de 65°C y tiempos limitados pueden generar un producto con un nivel no considerable de pardeamiento [10]. En algunos casos se utiliza 60°C con un conjunto de sistemas de evaporación que puede ser de platos [11]. Respecto a casos análogos de concentración, en la producción de azúcar para remolacha azucarera se puede requerir hasta 2.5 m² de área de transferencia por 1 tonelada/día de remolacha procesada [12], la cual contiene una relación de agua mayor comparada con el plátano. Respecto a las condiciones de concentración del azúcar, se realiza en discontinuo, con presiones entre 200 y 300 mmBar y temperaturas entre 65 y 80°C [12]

Se propone por tanto un sistema con evaporador de doble etapa a 60°C y una presión de 80 mmBar seguido por 50 mmbar y 60°C, esto debido a que presiones superiores generan tiempos muy prologados. En general la experimentación indica 2.5 horas para evaporar el 75% de una mezcla de 300 ml de glucosa agua, con una concentración relativa de 68 g/L

Tabla 7. Cantidad de agua retirada por los evaporadores

Escala	Flujo de entrada evaporadores (kg/día)	% de agua entrada	% de agua salida
1	605.512	93,3%	3%
2	2240.74	92,8%	3.2%
3	5521.86	92.7%	3.3%

La tabla 7 muestra la concentración de glucosa en un sistema de evaporación al vacío y en serie donde la reducción de agua está entre el 96.4 y 96.7%, el cual podría requerir entre 1.51 m² y 13.75 m².

Se seleccionaron evaporadores tubulares de película se hace con el fin de evitar tiempos prolongados que beneficien el pardeamiento y caramelizarían. Al final, se requieren alrededor de 8 min de contacto para tubos mayores a 9 m de largo. Se considera adicionalmente que tubos más largos no generan cambios de valores para un sistema tubular de película ascendente [13].

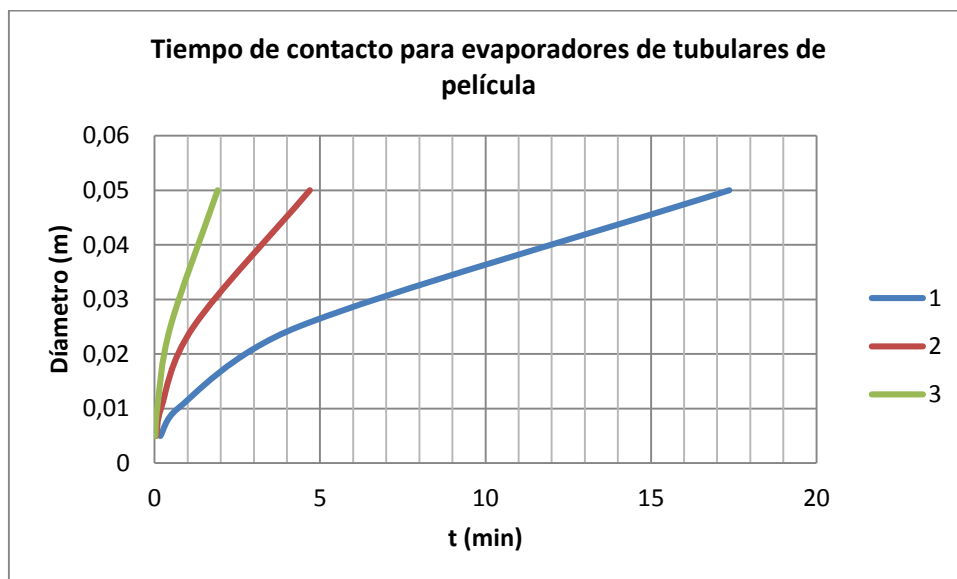


Figura 1. Tiempos de contacto en evaporadores tubulares de película.

Tabla 8. Energía requerida en los sistemas de evaporación

Escala	Energía evaporador doble efecto (Wh)
1	16345.49
2	60170.58
3	148142.67

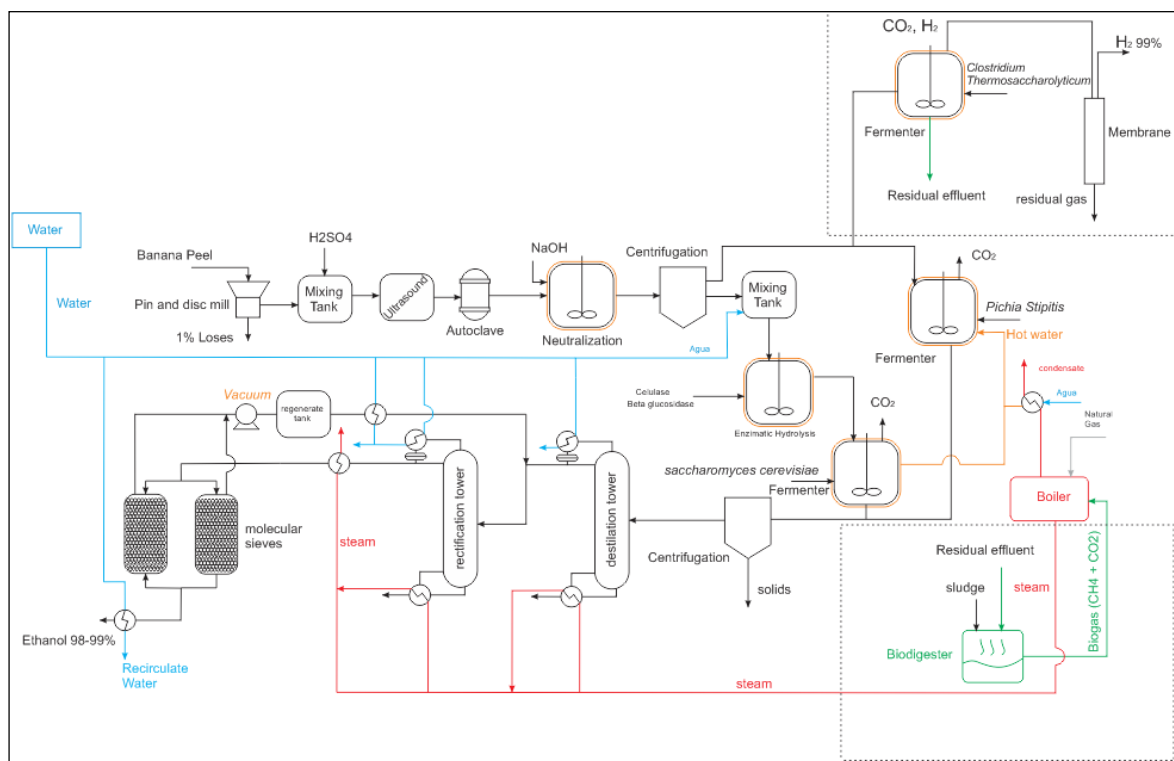
La tabla 8 muestra la energía requerida en el doble efecto. Como se observa una demanda de energía es importante es requerida en cada escala debido a la mayor cantidad de agua retirada. Esta cantidad de energía total requerida en la escala 1 es congruente con la requerida para evaporación de azúcar de remolacha azucarera la cual puede llegar a ser de 18.5 KW.h [12] en comparación con los 16.8KW.h en promedio para glucosa de plátano.

REFERENCIAS

- [1] McCabe, Warren L.; Smith, Julian C.; Harriot, Peter. Operaciones Unitaria en Ingeniería Química, sexta edición, McGraw-Hill, ISBN 970-10-3648-4, 2002.
- [2] Feng-Lin Gu, Jin Moon Kim, Shabbar Abbas, Xiao-Ming Zhang, Shu-Qin Xia, Zheng-Xing Chen, Structure and antioxidant activity of high molecular weight Maillard reaction products from casein–glucose, Food Chemistry 120, pp. 505–511, 2010.
- [3] James P. Danehy, Maillard Reactions: Nonenzymatic Browning In Food Systems With Special Reference To The Development Of Flavor, Advances In Food Research. Vol. 30
- [4] Ian D. Wilson; Colin Poole. Handbook of methods and Instrumentation in Separation Science. Large-Scale Centrifugation. ISBN 9780123750952, Noviembre. pp. 320-329, 2009.
- [5] Udo Wiesmann, Herbert Binder. Biomass Separation from Liquids by Sedimentation and Centrifugation, Advances in Biochemical Engineering Volume 24, pp 119-171, 1982.
- [6] Alfonso Luna Jiménez, Composición y Procesamiento de la Soya para consumo Humano, Investigación y Ciencia, Universidad Autónoma de Aguas Calientes. 37, 2007
- [7] Thuong Ngoc Phan, Investigation of Leucine and Glutamic Acid properties from the Nanoscale to the Macroscale, Theses, Bucknell University, 2013.
- [8] Ian D. Wilson; Colin Poole. Handbook of methods and Instrumentation in Separation Science. Centrifugation. ISBN 9780123750952, pp. 320-329, 2009.
- [9] Wallace Woon-Fong Leung, Centrifugal Separations in Biotechnology, Academic Press , ISBN: 978-1-85617-477-0, pp. 167-134, 2007.
- [10] Castellanos Domínguez Ó. F.; Cruz Guerrero G. T.; Gonzales G.; Rentería Ayala A. Y. Alternativas para la Clarificación del Jarabe de Glucosa Obtenido por Hidrólisis Enzimática del Almidón. Ingeniería e Investigación, 24, pp. 8-21, 2004.
- [11] M. GRAY, Crawley, Sussex, Experience with the Plate Evaporator in the Corn Starch and Glucose Industries, STARCH – STÄRKE, Volume 19, Issue 7, pp. 219–224, 1967.
- [12] HUBERT SCHIWECK, MARGARET CLARKE, GÜNTER POLLACH, Sugar, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Wiley-VCH, 2007.
- [13] SPX, Evaporators Handbook, United States, 2008.

CAPITULO 6 CÁSCARA DE PLÁTANO

La cáscara de plátano es uno de los subproductos más importantes en la producción de glucosa. Dependiendo de la escala se puede obtener entre 94 kg por día para la escala 1 hasta 1.8 toneladas por día para la escala 3. Esto implica la necesidad de evaluar la obtención de productos de valor agregado que permitan un aprovechamiento adecuado de este residuo. Sin embargo, la alta cantidad de humedad condiciona los rendimientos y la viabilidad de su utilización. Se debe evaluar entonces la factibilidad y el potencial de esta materia prima, por lo cual, en este capítulo se considera la simulación de procesos para la producción de etanol, metano e hidrogeno.



1. APROVECHAMIENTO DE LA CÁSCARA

El etanol es uno de los productos de valor agregado más interesantes considerado a la hora de aprovechar los residuos agroindustriales. Mediante la simulación se evaluaron los rendimientos de 10 materiales lignocelulósicos que son residuos con el fin de comparar y evaluar la viabilidad de usar cáscara de plátano sin almidón para este fin.

Tabla 1. Comparación entre rendimientos de simulación y reportados en la literatura.

Materia Prima (MP)	Rendimiento kg Et/kg MP	Rendimiento experimental
Bagazo de caña	0.255	0.3-0.181 [1]
Vástago de banano	0.259	0.20-0.15 [2]
Tusa de maíz	0.253	0.43- 0.31[3]
Cáscara de piña	0.049	0.033 [4]
Residuos de Mango	0.034	0.061 [5]
Otros residuos de palma	0.108	0.118 [6]
Cáscara de plátano	0.009	ND
Cascarilla de café	0.257	0.13-0.25 [7-11]
Aserrín	0.168	0.3-0.09 [12]
Corteza de Madera	0.166	0.18-0.11 [13]

ND: no definido

La tabla 1 muestra los rendimientos de producción de etanol encontrados mediante simulación de procesos, los cuales son comparados con los rendimientos experimentales reportados en la literatura [1-13] y que consideraron en sus etapas de producción de etanol el pretratamiento ácido, el uso de *S. cerevisiae* en la fermentación así como hidrólisis enzimática. Estos rendimientos experimentales mostraron la efectividad de la proyección realizada mediante simulación con una MMRE (Magnitud Media del Error Relativo) de 0.238. Por otra parte, como se puede observar, el rendimiento de la cáscara debido a la humedad es muy bajo, 68% menos de lo que se puede obtener si se considera el almidón en la cáscara.

Tabla 2. Costo de los residuos agroindustriales.

Residuo agroindustrial	Costo total USD/ton
Bagazo de caña	\$ 10.62
Vástago de banano	\$ 17.32
Tusa de maíz	\$ 14.28
Cáscara de piña	\$ 14.13
Residuos de Mango	\$ 61.08
Otros residuos de palma	\$ 17.57
Cáscara de plátano	\$ 27.09
Cascarilla de café	\$ 34.21
Aserrín	\$ 49.73
Corteza de Madera	\$ 49.73

La tabla 2 muestra el costo en dólares de la materia por tonelada, para una demanda de una tonelada por hora. Este costo considera la logística de suministro para cada residuo en una región específica de producción en Colombia. Los altos costos de las materias primas están relacionados con problemas de transporte, fletes y otros como costos laborales en cada región.

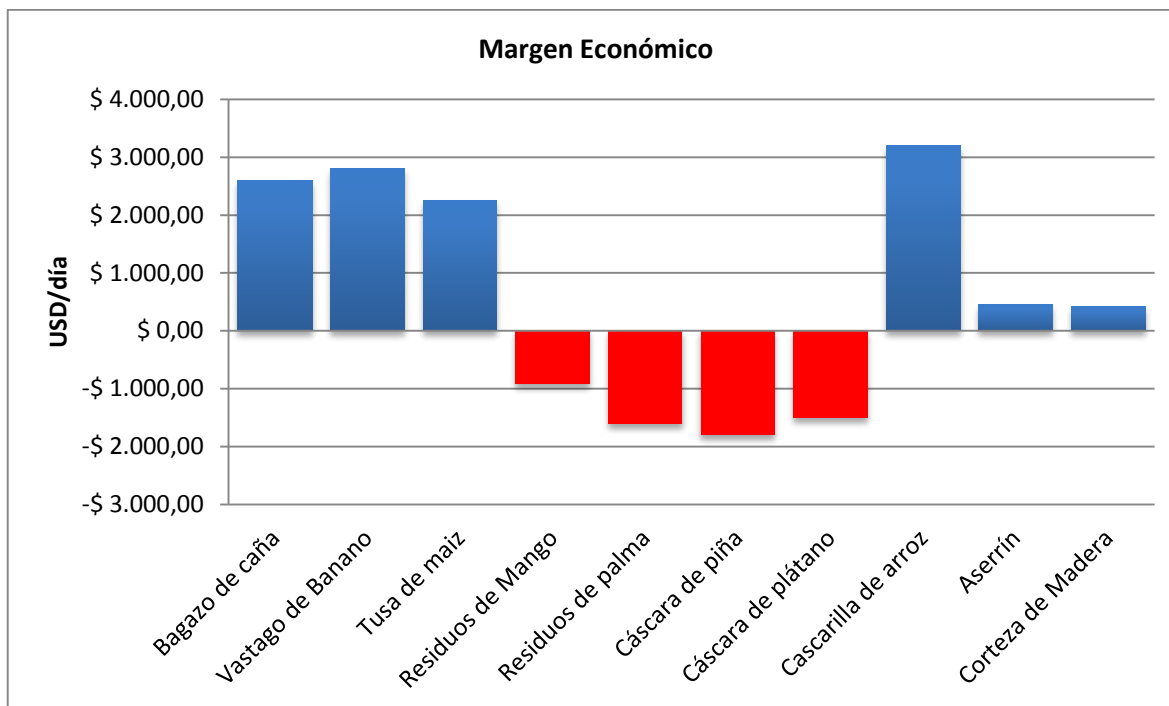


Figura 1. Margen económico de la producción de etanol a partir de residuos agroindustriales en Colombia.

No todos los residuos agroindustriales son efectivos para la producción de etanol. El margen económico depende de los rendimientos de etanol en cada caso, por lo cual la cáscara de plátano representa uno de los residuos con menor margen.

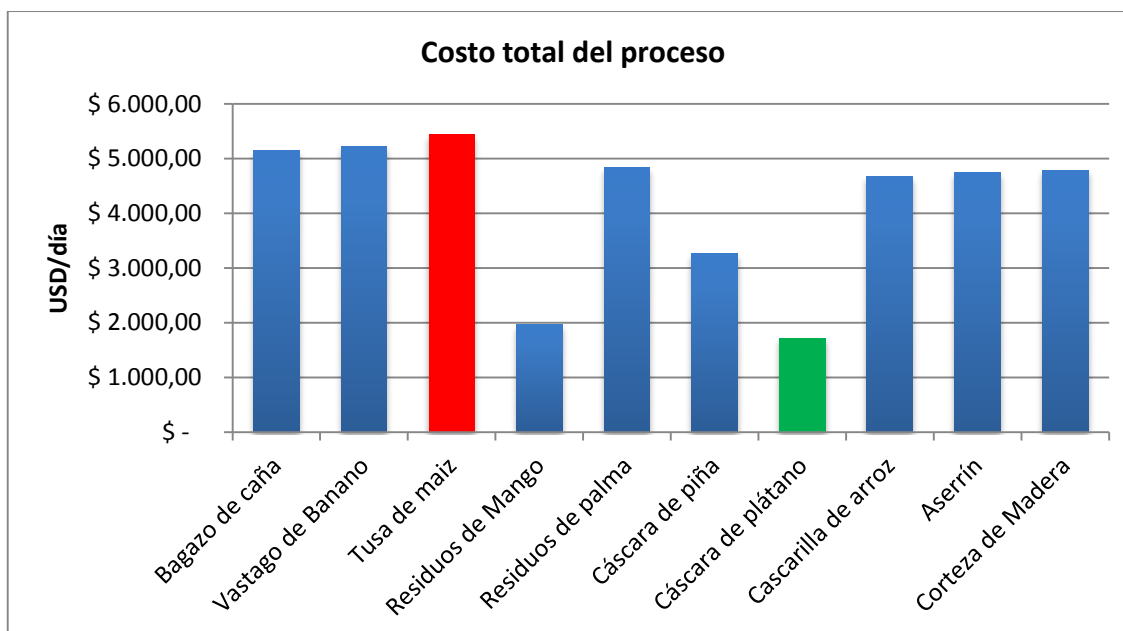


Figura 2. Costo total de la materia prima y los fluidos de proceso para 1 tonelada por hora de residuos a etanol.

La figura 2 muestra los costos diarios para reactivos y energía requerida en el procesos de producción de etanol para una producción de 1000 kg/h. Aunque la cascarilla de arroz no tiene el máximo rendimiento de etanol es suficiente para generar los mayores márgenes de ganancia debido a su bajo costo en comparación con otros residuos con rendimientos similares (residuos de palma, aserrín y corteza de madera). Esto se debe a la relación entre el costo de la materia prima y el material seco disponible, así como el costo de las corrientes de vapor, gas y agua, las cuales son 46% menos costosas que las de vástago de banano. Aunque el costo del proceso de producción de etanol de la cáscara de plátano es el menor de todos debido a su baja cantidad de materia seca, es su bajo rendimiento el que al final no permite la rentabilidad para usar este material.

2. SIMULACIÓN DE PRETRATAMIENTO Y PRODUCCIÓN DE XILOSAS

Una de las consideraciones importantes en la producción de compuestos de valor agregado es el aprovechamiento pleno de la matriz lignocelulósica, en este caso de la hemicelulosa para producir xilosa junto a la celulosa para producir glucosa. La Figura 3 muestra la proyección y el aumento de la concentración de glucosa y xilosa en el tiempo a lo largo del pretratamiento, donde la concentración de glucosa y xilosa para el uso de ácido al 3% aumenta hasta 3 veces con respecto a la concentración que se puede obtener usando ácido en una concentración de 1%. Al final, respecto al pretratamiento con acido al 1% se encuentra una conversión de 75.9% de hemicelulosa y 27% de almidón, y para pretratamiento con 3% ácido una conversión de hemicelulosa de 90.4% y de almidón de 61.70%. El pretratamiento es el que más a porta a la degradación de los biopolímeros y la producción de glucosa.

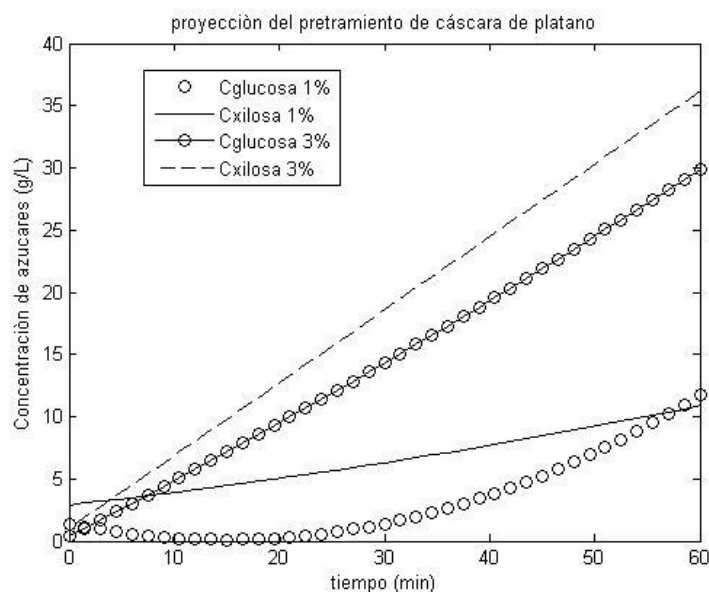


Figura 3. Comportamiento de la producción de azúcares durante el pretratamiento de cáscara de plátano

3. SIMULACIÓN PRODUCCIÓN DE ETANOL

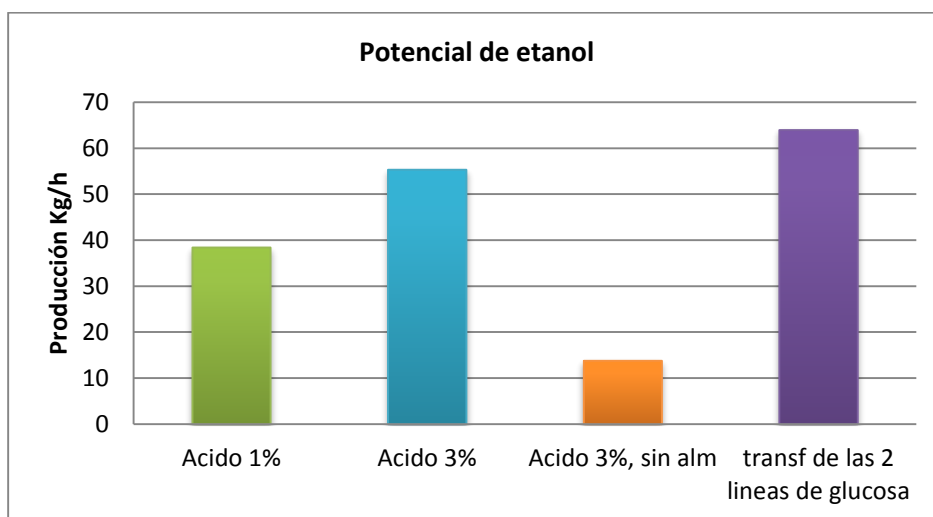


Figura 4. Etanol potencialmente producido por la cáscara de plátano.

La Figura 4, muestra el potencial para obtener etanol a partir de los pretratamiento y tratamientos hechos al material lignocelulósico. De tal manera que entre los escenarios donde se consideró almidón presente, la utilización de ácido al 3% permitió obtener mayor etanol a partir de la transformación de la glucosa obtenida de la celulosa y la xilosa obtenida en el pretratamiento. Sin embargo, se debe reconocer que debido a la presencia de almidón y su transformación a glucosa disuelta en la fase líquida, luego del pretratamiento darle un aprovechamiento mediante el uso de *Saccharomyces cerevisiae* en vez de usar *Pichia stipitis* para transformar xilosa permite obtener hasta 64 kg/h de etanol, 16% más del cual se podría obtener si sólo se aprovecharan las xilosas o transformaran las glucosas por *Pichia stipitis*. La producción de etanol considerando el almidón presente es 5 veces mayor a la obtenida si el almidón es retirado de la cáscara.

Las concentraciones obtenidas para el tratamiento mediante celulosa son coherentes con las concentraciones obtenidas mediante simulación para una conversión alrededor del 87%. Obteniéndose hasta 10g/L de azúcares en la muestra final.

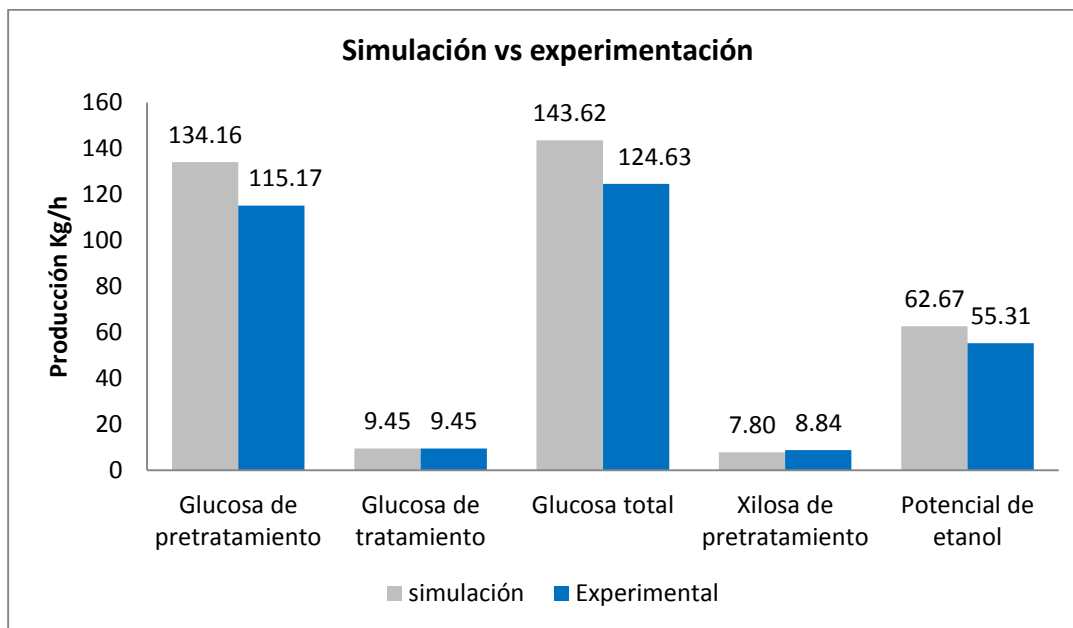


Figura 5. Comparación entre resultados de simulación y resultados experimentales.

La figura 5 muestra la desviación entre los datos simulados mediante un modelo adaptado de transformación de material lignocelulósico (a partir de caña de azúcar) incluyendo transformación de almidón (de maíz mediante hidrólisis ácida). Al final se obtuvo una desviación del 11% de los datos experimentales respecto a los simulados.

Respecto a la hidrólisis ácida, no hubo cambio en la concentración de azúcares, esto se debe principalmente a que los subproductos del pretratamiento son resistente a una hidrólisis adicional como se reporta en la literatura [14].

4. PRODUCCIÓN DE METANO, HIDROGENO Y ETANOL

En esta sección se evalúan la producción teórica de diferentes combustibles a partir de pentosas y algunas hexosas como resultado del pretratamiento ácido a la cascara de banano verde, la cual tiene en su composición en base seca de 37% almidón, 17% celulosa, 18% lignina y 19% hemicelulosa, sin embargo cuenta con una cantidad de agua mayor al 80% [15]. En comparación con cáscara de plátano con 32% almidón, 10.22% celulosa, 17.6% lignina y 6.58% y una cantidad de agua un alrededor del 80% [15-17].

Tabla 3. Rendimientos de la simulación sobre la transformación comparativa de la cáscara de plátano y banano.

Compuesto	Rendimientos		Condiciones de fermentación	Microorganismo
	banano	plátano		
Etanol	23.98	25.45	50 °C, 1 atm	<i>Clostridium thermosaccharolyticum</i>
Hidrogeno	1.58	1.67		

Acido acético	19.79	21.01	kg/ton		
Metano	24.70	26.22	kg/ton	37°C, 1atm	Lodos activados
Etanol	5.17	2.50	kg/ton	30°C, 1atm	<i>P. stipitis</i>
Etanol (de glucosa)	27.62	29.32	kg/ton	35°C, 1atm	<i>P. stipitis and S. cerevisiae</i>
CO2	3.75	3.99	kg/ton		

La tabla 3 muestra los resultados de las simulaciones para la producción de Metano, etanol, ácido acético e hidrogeno a partir de cáscara de plátano y banano mediante fermentación cuando se considera el almidón residual de la pulpa y utilizando un pretratamiento ácido. Estos resultados indican que la cantidad de compuestos producidos por la cáscara de banano son el 94% de lo que se puede obtener mediante el aprovechamiento de cáscara de plátano. Además se puede observar que la cantidad de etanol producido por la conversión de glucosa y xilosa es 5.8% mayor a la que se puede alcanzar sólo por la transformación de xilosas, es decir 1.7 kg/tonelada más etanol.

La utilización de pretratamiento ácido aumenta la cantidad de azúcares disponibles para fermentación. La concentración de compuestos inhibidores a las condiciones de pretratamiento son bajas. La glucosa obtenida del almidón en la cáscara de banano aporta de gran manera a los azúcares que son asimilados por *P. Stipitis* debido a que el almidón duplica el contenido de hemicelulosa, en general por kilogramo de xilosa hay 7 kilogramos de glucosa en la corriente líquida resultante del pretratamiento. Aunque la cantidad de hidrógeno y metano son bajas en comparación con el etanol que se puede obtener, su aporte energético es lo suficientemente alto para generar una diferencia considerable.

Cuando el efluente líquido resultado del pretratamiento es considerado, el rendimiento de la producción de etanol por kg de cáscara aumenta en un 14% comparado con la simple transformación de las hexosas y 8% menos que la transformación separada de hexosas provenientes de la celulosa asimiladas por *S. cerevisiae* y xilosas por *P. stipitis*.

Las diferencias en el uso de *P. stipitis* y *S. cerevisiae* se deben a la cantidad de levadura producida: por 1 kg de glucosa, *S. cerevisiae* produce 0.07 kg de levadura. Hamidimotlagh et al. report un rendimiento de 0.1. Además, por 1 kg de xilosa, la *P. stipitis* produce 0.6 kg de levadura cuando la aireación es mal administrada [18]. Sin embargo, Hamidimotlagh et al. reportó un rendimiento de 0.15. En ambos casos el rendimiento para la producción de levadura ha sido mayor para la *P. stipitis* que para la *S. cerevisiae*.

Respecto a otros compuestos, de acuerdo a la literatura la mejor manera de producir metano es por medio de dos etapas, la cual considera producción de hidrogeno inhibiendo la metalogénesis y luego permitirla. La presencia de etanol debido a la levadura *Clostridium Thermosaccharolyticum* en la etapa de producción de hidrogeno permite considerar la producción integrada de los tres compuestos generando un potencial energético 14.8% mejor.

En la producción de hidrógeno la literatura reporta la importancia de mejorar el proceso mediante la separación de la etapa hidrogénica de la metanogénesis [19, 20]. Por lo tanto es necesario inhibir la acción de la bacteria metanogénica la cual es sensible al pH. De acuerdo a G. Kvesitadze et al. pH entre 5.5 y 9 son adecuados [21]. De cualquier forma, se deberían evitar pH entre 6.8 y 8 tomando ventaja del efluente ácido que resulta del pretratamiento, por lo cual el pH podría dar rendimientos máximos de 200 ml/g.

La tabla de rendimientos muestra que el rendimiento de hidrógeno es de solo 1.6 kg/ton de cáscara y banano y alrededor de 1.7 kg/ton para cáscara de plátano. Además durante el mismo proceso se encuentra un rendimiento de etanol para cáscara de banano de 24 kg por tonelada. Esto indica alrededor de 38% menos rendimiento que el logrado por la transformación específica de pentosas, las cuales al ser transformadas presentan la posibilidad de producir estos dos metabolitos (hidrogeno y etanol) simultáneamente con el fin de obtener un mejor potencial energético. Por otra parte, en el proceso de generación de metano, los ácidos grasos no transformados son procesados en la producción de hidrógeno. La producción de metano logra un rendimiento importante de 2.5 veces más que la cantidad de hidrógeno producido.

Al final los rendimientos similares en ambos tipos de materiales indica que pueden ser útiles de forma proporcional para obtener productos de valor agregado, sin embargo la diferencia radica en la disposición de sus cantidades, obteniéndose mayor cantidad de cáscara de banano por kg (0.43 kg/kg de banano) que el plátano (0.4 kg/kg de plátano) [22]. Adicionalmente la diferencia de cantidad de agua en las cáscaras implica la mayor diferencia en los rendimientos, así como la consideración de la cantidad de almidón en la cáscara aumenta las conversiones en un 4.5% en promedio.

Tabla 4. Potencial energético

Producto final	Potencial Calorífico KJ/kg	KJ/kg cáscara Banano	KJ/kg cáscara Plátano
Etanol	29700	712.06	755.88
		820.24	870.72
Hidrógeno	141790	223.75	237.54
Metano	55530	1371.54	1455.94

La tabla 4 muestra el potencial energético de los productos fermentativos de la glucosa y xilosa al tiempo, generando entre 1455 y 755 KJ/kg de cáscara de plátano. Este potencial energético nos indica que la producción de etanol considerando glucosa y xilosa al tiempo genera 13% más energía que el etanol sólo de glucosa. Por otro lado, la producción de metano aporta 585 KJ/kg de cáscara adicionales al potencial energético que se puede obtener de este subproducto de la producción de glucosa.

Desde el punto de vista comparativo, al considerar el potencial en base a materia seca se pueden obtener diferencias importantes radicadas en la cantidad de humedad que contiene tanto la cáscara de plátano como la de banano, esto indica que debido a que los rendimientos son aproximados, son realmente mejores para el banano ya que su cantidad de humedad es mayor y limita la cantidad de materia seca disponible.

Tabla 5. Potencial energético en base a materia prima seca.

Potencial Energético en base seca	
Banano	Plátano
MJ/kg cáscara	MJ/kg cáscara
6.19	4.11
7.13	4.73
1.95	1.29
11.93	7.91

Los resultados obtenidos en la tabla 5, muestran una aproximación a los obtenidos por Happi Emaga et, al. (2011) para la producción de biogás de forma experimental, en los cuales para cáscara de platano y banano verde se pueden obtener 9.7 MJ/kg materia seca de plátano (Big Ebanga) tipo *Musa AAB* y 8.8 MJ/kg materia seca de Banano (Yangambi Km5) tipo *Musa AAA* [17]. Esto implica una diferencia de $\pm 24\%$ respecto a los resultados de simulación alcanzados en este trabajo para las variedades Cavendish y Dominico Hartón.

REFERENCIAS

- [1] Larissa Canilha, Walter Carvalho, Maria das Graças de Almeida Felipe, João Batista de Almeida e Silva, Marco Giulietti, *Ethanol Production from Sugarcane Bagasse Hydrolysate Using Pichia stipitis*, Appl Biochem Biotechnol, 161 , pp. 84–92, 2010.
- [2] Shilpi Thakur , Bhuvnesh Shrivastava, Snehal Ingale, Ramesh C. Kuhad, Akshaya Gupte, *Degradation and selective ligninolysis of wheat straw and banana stem for an efficient bioethanol production using fungal and chemical pretreatment*, 3 Biotech, 2012.
- [3] R. Gupta, G. Mehta, R. Chander Kuhad, *Fermentation of pentose and hexose sugars from corncob, a low cost feedstock into ethanol*, Biomass and Bioenergy, 47, pp. 334-341, 2012.
- [4] L. Ban-Koffi, Y. Han, *Alcohol production from pineapple waste*, World Journal of Microbiology and Biotechnology, 6, pp. 281-284, 1990.
- [5] Ruchi Mutreja, Debasish Das, Dinesh Goyal and Arun Goyal, *Bioconversion of Agricultural Waste to Ethanol by SSF Using Recombinant Cellulase from Clostridium thermocellum*, Enzyme Research Volume 2011, Article ID 340279, 6 pages, 2011.

- [6] Mohd Huzairi Mohd Zainudin, Nor'Aini Abdul Rahman, Suraini Abd-Aziz, Masamitsu Funaoka, Takanori Shinano, Yoshihito Shirai, Minato Wakisaka, and Mohd Ali Hassan, Utilization of Glucose Recovered by Phase Separation System from Acid-hydrolysed Oil Palm Empty Fruit Bunch for Bioethanol Production, *Pertanika J. Trop. Agric. Sci.* 35 (1), pp. 117 – 126, 2012.
- [7] Megawati, Wahyudi B. Sediawan, Hary Sulisty, Muslikhin Hidayat, Kinetics of sequential reaction of hydrolysis and sugar degradation of rice husk in ethanol production: Effect of catalyst concentration, *Bioresource Technology* 102, pp. 2062-2067, 2011.
- [8] Badal C. Saha, Loren B. Iten, Michael A. Cotta, and Y. Victor Wu, Dilute Acid Pretreatment, Enzymatic Saccharification, and Fermentation of Rice Hulls to Ethanol, *Biotechnol. Prog.* 21, pp. 816–822, 2005.
- [9] Hee Cheon Moon, Hong Re Jeong and Du Hyun Kim, Bioethanol production from acid-pretreated rice hull, *Asia-Pac. J. Chem. Eng.* 7: pp. 206–211, 2012.
- [11] Megawati , Kinetics of Dilute Sulfuric Acid Hydrolysis of Lignocellulosic Materials for Ethanol Production, *Karya Ilmiah Hasil Penelitian, Universitas Gadjah Mada*, 2011.
- [12] Tae Hyun Kim, Chang Ho Choi, KyeongKeun Oh, Bioconversion of sawdust into ethanol using dilute sulfuric acid-assisted continuous twin screw-driven reactor pretreatment and fed-batch simultaneous saccharification and fermentation, *Bioresource Technology* 130, pp. 306–313, 2013.
- [13] H. Sreenath, T. Jeffries, *Production of ethanol from wood hydrolyzate by yeasts*, *Bioresource Technology*, 72, pp. 253-260, 2000.
- [14] Alves Gurgel, L. V., Maravezi, K., Ramos, L. A., da Silva Curvelo, A. A., Characterization of depolymerized residues from extremely low acid hydrolysis (ELA) of sugarcane bagasse cellulose: Effects of degree of polymerization, crystallinity and crystallite size on thermal decomposition. *Industrial Crops and Products*, 36, pp. 560-571, 2012.
- [15] Thomas Happi Emaga, Rado Herinaivalona Andrianaivo, Bernard Wathelet, Jean Tchango Tchango, Michel Paquot, Effects of the stage of maturation and varieties on the chemical composition of banana and plantain peels, *Unité de Chimie Biologique Industrielle, Faculté Universitaire des Sciences Agronomiques de Gembloux, Food Chemistry* 103, pp. 590–600, 2007.
- [16] Thomas Happi Emaga, Christelle Robert, Sébastien N. Ronkart, Bernard Wathelet, Michel Paquot. Dietary fibre components and pectin chemical features of peels during ripening in banana and plantain varieties, *Bioresource Technology* 99, pp. 4346–4354, 2008.
- [17] Thomas Happi Emaga & Jérôme Bindelle, Richard Agneesens, André Buldgen, Bernard Wathelet, Michel Paquot, Ripening influences banana and plantain peels composition and energy content, *Trop Anim Health Prod* 43, pp. 171–177, 2011.

- [18] Hamidimotlagh Rouhollah, , Nahvi Iraj, Emtiazi Giti and Abedinifar Sorah, Mixed sugar fermentation by *Pichia stipitis*, *Sacharomyces cerevisiae*, and an isolated xylosefermenting *Kluyveromyces marxianus* and their cocultures, *African Journal of Biotechnology* 6, pp. 1110-1114, 2007.
- [19] Jun Cheng, Wenlu Song, Ao Xia, Huibo Su, Junhu Zhou, Kefa Cen, Sequential generation of hydrogen and methane from xylose by two-stage anaerobic fermentation, *international journal of hydrogen energy* 37, pp. 13323-13329, 2012.
- [20] Miguel Angel Laborde, Fernanda Rubiera González, *La Energía del Hidrógeno*, secretaria general programa CYTED, ISBN: 978-987-26261-0-5, Argentina, 2010.
- [21] G. Kvesitadze, T. Sadunishvili, T. Dudaury, N. Zakariashvili, G. Partskhaladze, V. Ugrekhelidze, G. Tsiklauri, B. Metreveli, M. Jobava, Two-stage anaerobic process for bio-hydrogen and bio-methane combined production from biodegradable solid wastes, *Energy* 37, pp. 94-102, 2012.
- [22] Sergio Duque Q., Ivonne X. Cerón, Carlos Ariel Cardona, *Proyección Del Plátano En Colombia Como Alternativa de Aprovechamiento Para Productos de Valor Agregado*, V simposio Internacional de Biofábricas, I congreso Internacional de flujos reactivos.

CAPITULO 7: EVALUACIÓN ECONÓMICA

Una vez encontrada las características fundamentales del funcionamiento del proceso de producción de glucosa a partir de plátano en sus 3 escalas, es importante evaluar la proyección económica del mismo y su rentabilidad de los procesos. En este caso se considera que la producción de glucosa debe presentar rentabilidad a 5 años desde el inicio del proyecto, que es el tiempo promedio aplicado para los pagos de préstamos de inversión. Para ello es necesario considerar el cambio de costo con el tiempo y la tendencia del mercado, las etapas claves del proceso que más aportan a los costos y las ganancias de acuerdo al tipo de producto que se desea vender (Glucosa de baja fructosa o alta fructosa). De acuerdo con esto en este capítulo se evaluará los costos variables y fijos del proceso para las tres escalas de producción, se trazará el comportamiento de los costos y rentabilidad en el tiempo. Adicionalmente se presenta el cronograma de trabajo, el aporte de personal por escala, y el aporte a los costos por etapa en el proceso. Al final se presenta el balance económico para las tres escalas y se muestra la rentabilidad del proceso y la oportunidad del mismo mediante el valor presente neto y la tasa interna de retorno.

1. CAMBIO DE COSTOS CON EL TIEMPO Y PORCENTAJE DE VARIACIÓN

Con el fin de evaluar la rentabilidad del proyecto a 5 años, es importante predecir que los cambios en el mercado permitan indicar el cambio de los beneficios económicos en cada periodo y que dichos cambios en el mercado no sean los suficientemente fuertes para reducir las ganancias y disminuir la capacidad de saldar la deuda adquirida al principio del proyecto. Para esto es importante considerar las variaciones de costos relacionadas con el plátano que afectan costos de materia prima, la glucosa (baja fructosa) la cual afecta las ganancias del proceso, la gasolina la cual afecta costos de transporte, aumento de los salarios de personal, variación en los costos de servicios públicos y aumento de impuestos.

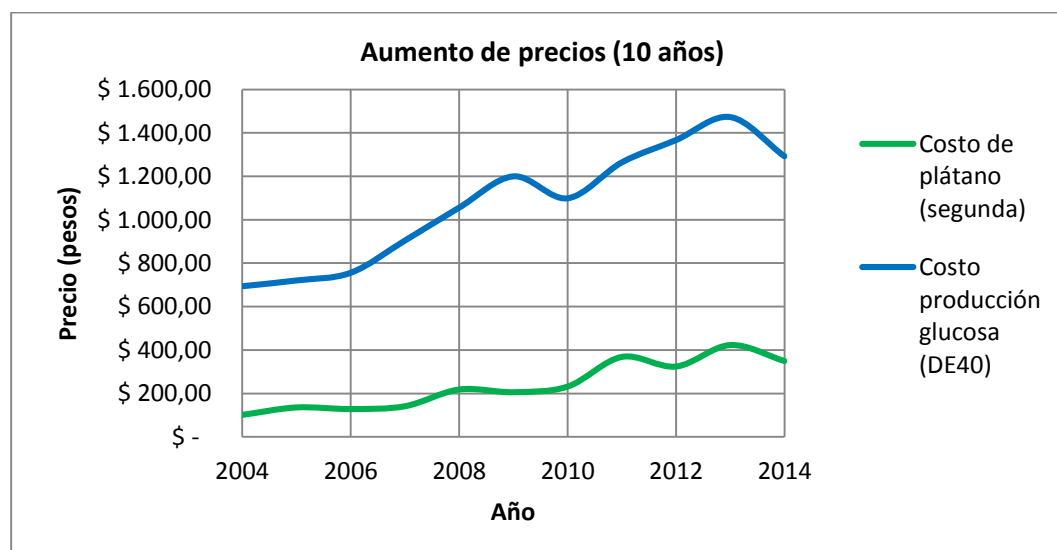


Figura 1. Reporte del aumento de precios de la glucosa DE40 y plátano D. Hartón de segunda. [1,2]

La figura 1 muestra el aumento de precios del plátano de segunda durante los últimos 10 años, de igual forma se encontraron registros del aumento de precios de producción de glucosa para los mismos periodos. Esto muestra una relativa tendencia hacia un aumento mayor del costo de glucosa en comparación con el de plátano. La figura 2 muestra claramente como la variación de precios del plátano es muy fluctuante y se presentan periodos donde puede disminuir de forma importante, de esto se encontró una tendencia a la variación de precios del 15.85%. Por otra parte, los cambios en los precios de producción de la glucosa son menos pronunciados lo que genera una variación promedio de 6.7%. La figura 2 explica que la variación del aumento de precios tiene una tendencia a disminuir, pero no indica un descenso de precios, como se ratifica en la tendencia mostrada en la figura 1, es decir, los precios aumentan pero en menor proporción cada vez.

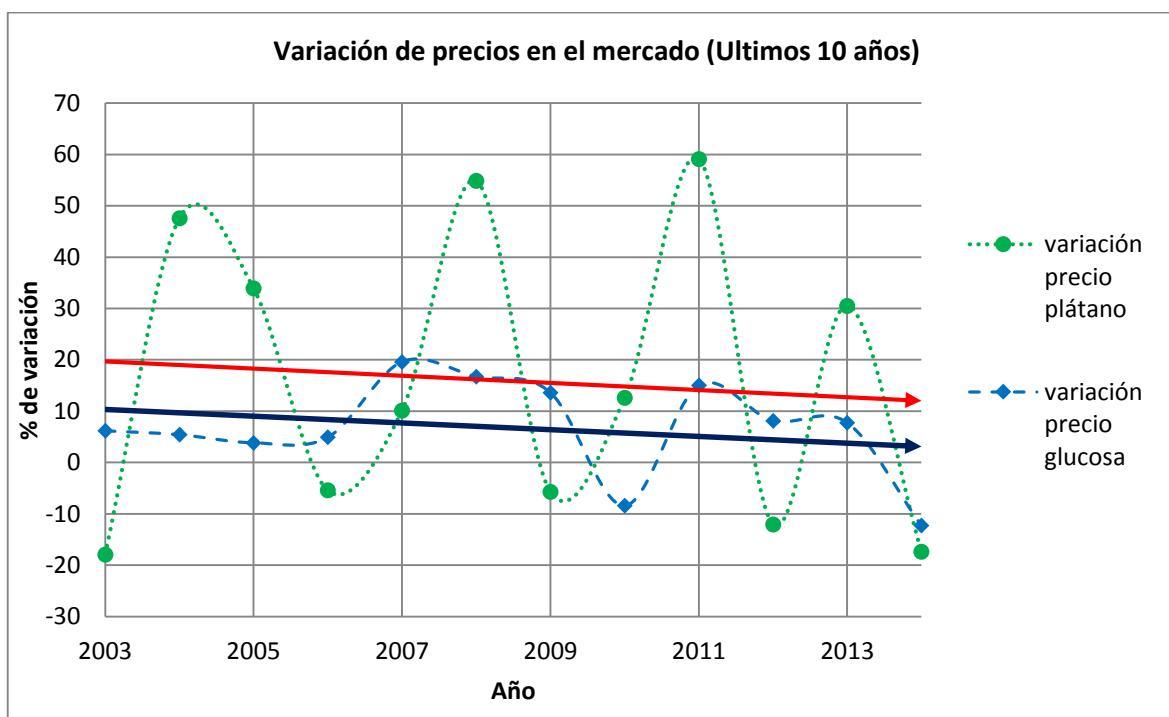


Figura 2. Variación de precios del plátano y glucosa con el comportamiento del mercado.

Respecto a los cambios de costos de personal, la evaluación de la tendencia de aumento del salario de los trabajadores marca 5.92% como valor promedio, encontrándose una disminución de este aumento desde antes del 2004 [3]. Adicionalmente, considerando otros aumentos de costos, respecto al punto de vista energético, el costo por consumo eléctrico presenta un aumento promedio anual de 3% y el aumento de combustible (ACPM) alrededor del 0.737% [4]. Por otra parte respecto al costo del agua encontramos cambios cada 3 años en promedio sin marcar una tendencia confiable para una proyección pero no superior al 4%. Otro tipo de costo que se debe considerar es el aumento del arriendo por la ubicación de la planta, este aumento de costo corresponde alrededor de 1.94% anual [5].

2. CRONOGRAMA DE TRABAJO

Antes de considerar los costos variables del proceso en sus diferentes escalas, es importante establecer el plan de trabajo que permita la producción diaria de glucosa. Adicionalmente, este plan nos permite tener claro el número de equipos definitivos necesarios así como la cantidad de personal requerida para llevar a cabo la producción.

La figura 3 muestra el diagrama de Gantt necesario para las tres escalas evaluadas, para las cuales se presentan líneas de trabajo que consisten en actividades que se realizan al mismo tiempo pero realizado por diferentes empleados. La escala 1 respecto a las otras requiere menor tiempo de trabajo debido a las cantidades que se maneja, este es el caso del pelado, lavado, licuado, centrifugado y evaporación. Sin embargo, respecto a la etapa de transformación se requieren los mismos tiempos independiente del tamaño, pero considerando que en la escala 3 se requieren dos líneas de transformación en paralelo (todos los procesos en batch). La escala 1 y 2 respecto a tiempos y unidades de proceso en función de la cantidad de materia prima son similares, pero la escala 2 requiere mayor tiempo de trabajo en la evaporación y concentración del producto.

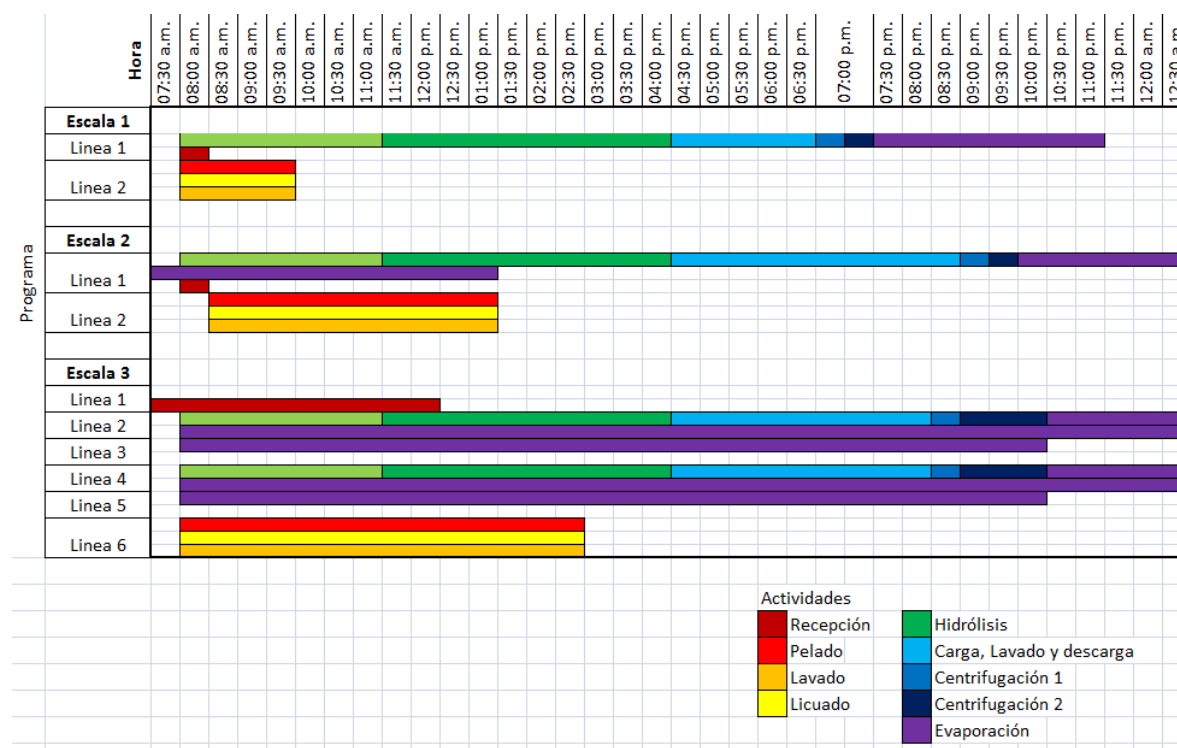


Figura 3. Diagrama de Gantt sobre trabajo diario

Unas de las características de la escala 3 es el requerimiento en tiempos de evaporación (hasta 37 horas) por lo cual puede existir en un solo día la posibilidad de trabajar diferentes etapas de evaporación para el producto requerido de 3 días diferentes. Sin embargo a diario se podrá obtener la totalidad del producto correspondiente a un día. En general se establecieron los procesos de forma que algunas etapas como las de pelado, lavado, licuado y recepción de material

iniciarán desde las 7:30 a.m. Por otra parte, se debe recordar (capítulo 3) que la recepción de material para la escala 1 y 2 no es diario a diferencia de la escala 3. Otro de los aspectos que se debe aclarar es que la etapa de lavado se lleva en simultáneo en los tanques mientras se realiza el pelado de la materia prima.

Al final podemos ver como la etapa de centrifugación para la escala 1 dura sólo 24 min y 48 minutos para la escala 2, pero para la escala 3 requiere de 1 hora y 46 minutos, alrededor del doble de tiempo requerido para la escala 2. De igual forma el aumento de tiempos de proceso implica en la escala 3 la adquisición de 4 equipos de evaporación de doble efecto.

Con el fin de realizar los procesos se requiere 6 personas en planta mínimo para la escala 1, 8 para la escala 2 y 17 personas para la escala 3. Respetando los turnos de 8 horas correspondientes para cada empleado, así como la consideración de extras en fines de semana.

3. COSTOS VARIABLES

Los costos variables representan uno de los puntos fundamentales para hacer viable el proceso, estos costos corresponden a la materia prima, energía, agua, reactivos entre otros. Es importante por lo tanto reconocer la participación de estos en el proceso, así como determinar cuál de estos costos particulares es más influyente en el proceso global e indican cual etapa genera mayores requerimientos económicos. Los costos se obtuvieron a partir de los datos reportados para los servicios de cada región (energía eléctrica, agua, combustible), mano de obra, así como los correspondientes a compra de materia prima y transporte (Capítulo 1). Los costos de los reactivos se consideraron de acuerdo a las cotizaciones de diferentes proveedores, en especial para las enzimas según lo indicado por COLDAENZIMAS.

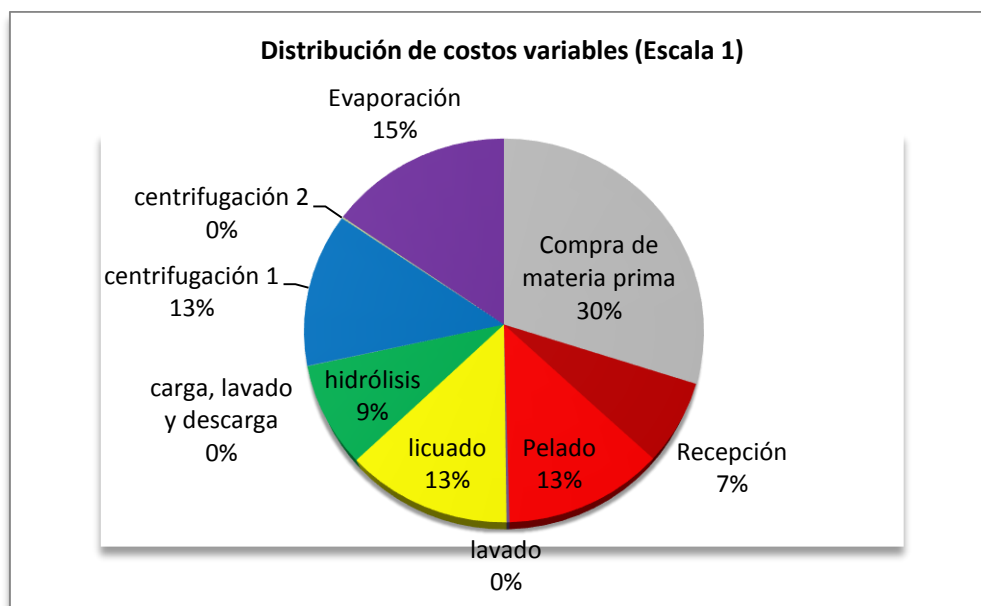


Figura 4. Porcentaje de participación en costos variables (Escala 1), Manizales

En la escala 1, los costos variables en general tienen una participación equitativa si se excluye la segunda etapa de centrifugación y el lavado en el análisis. Como se puede observar en la figura 4, para la ubicación en Manizales, el mayor costo está representado por la compra de la materia prima con un 29.95%, seguido por los costos de evaporación los cuales llegan al 15%. Por otra parte, los menores costos son aportados por los lavados, los cuales son menores al 0.3%. Esto nos indica que los esfuerzos para reducir los costos pueden ser aplicados principalmente a compra de la materia prima, esto se podría lograr arrendando los terrenos y generando los cultivos propios.

Uno de los aspectos que se deben considerar con el aumento de escala son los cambios en los costos variables que pueden generar implicaciones en la rentabilidad del proceso. La figura 5 muestra la distribución de costos variables para la escala 2, en esta figura se puede observar como la participación de la compra de materia prima aumenta en el proceso y pasa de alrededor de 30% en escala 1 a 44% en escala 2. De igual manera los costos por hidrólisis se vuelven más representativos en el proceso, así como los costos de recepción y transporte de materia prima con un aumento del 7% al 10% de participación en la escala 2. Estas 3 etapas del proceso muestran su aumento a diferencia de las otras 7 las cuales reducen su participación como es la centrifugación la cual se reduce de 13% a 5% en la escala 2.

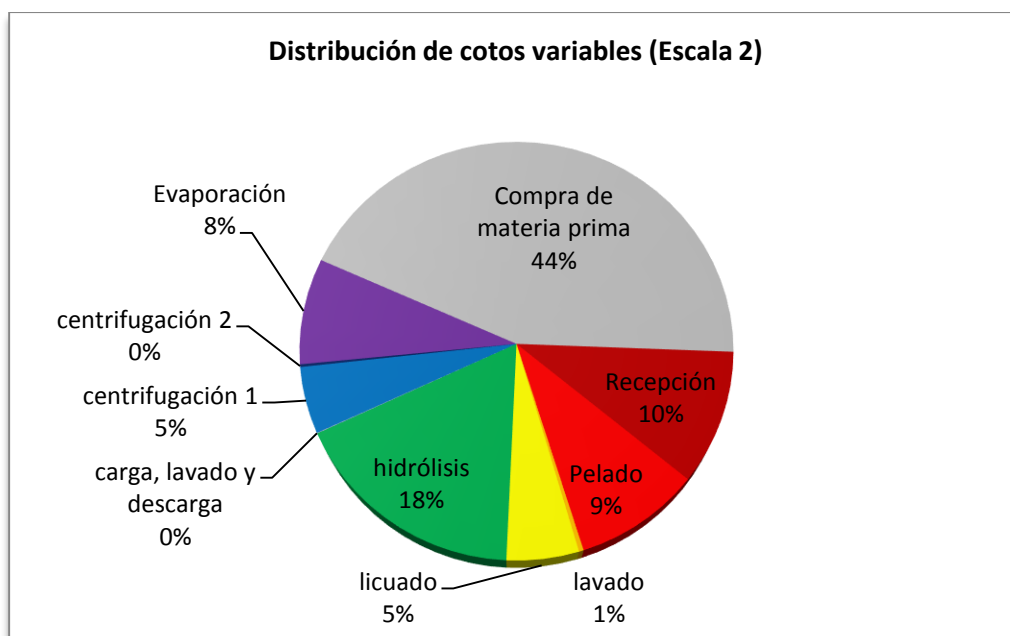


Figura 5. Porcentaje de participación en costos variables (Escala 2), Manizales

Los costos variables relacionados con la materia prima e hidrólisis aumentan su participación para la escala 3 respecto a la escala 1 y 2 como se muestra en la figura 6. Se puede alcanzar por lo tanto porcentajes en la participación de los costos de hasta 47.6% para la obtención de materia prima y un aumento de 4 puntos porcentuales para la hidrólisis. Además, a diferencia de la escala 1 con respecto a la 2 en la cual la participación en evaporación disminuye, para la escala 3, la evaporación retoma su importancia y aumenta un punto porcentual y es uno de los factores que menos cambia en su participación con la escala. Esto se debe al aumento del número de equipos y

horas de trabajo. Los demás factores disminuyen su participación, como pelado hasta 6%, lavado con 0.4%, licuado con 2.63%, centrifugación 1 y 2 con 2.29 y 0.21% respectivamente. Por lo tanto, se puede apreciar que la etapa de hidrólisis y la compra de materia prima son los puntos clave para aumentar las ganancias.

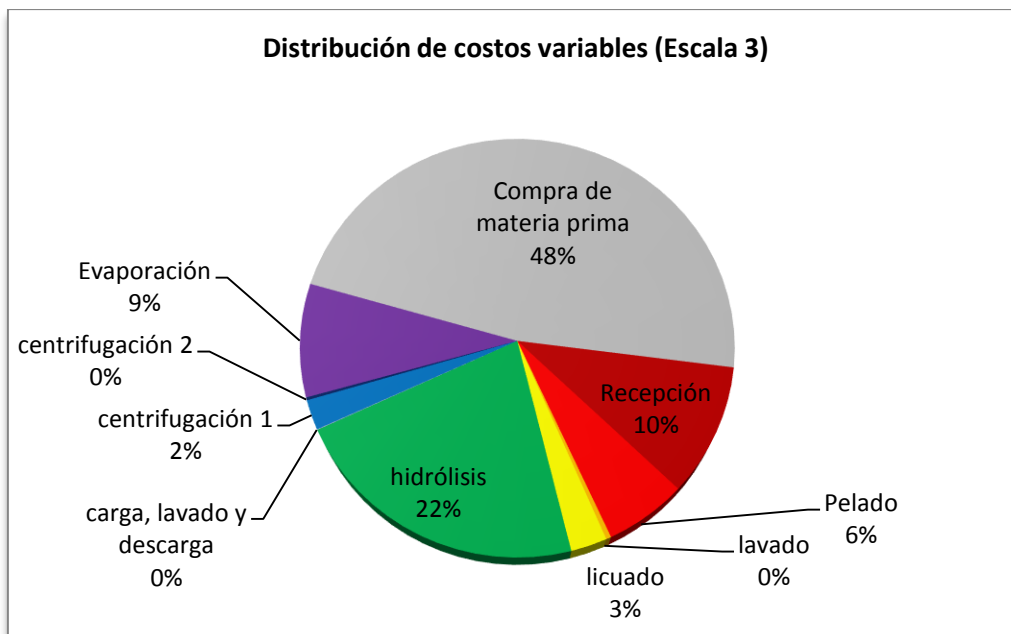


Figura 6. Porcentaje de participación en costos variables (Escala 3), Manizales

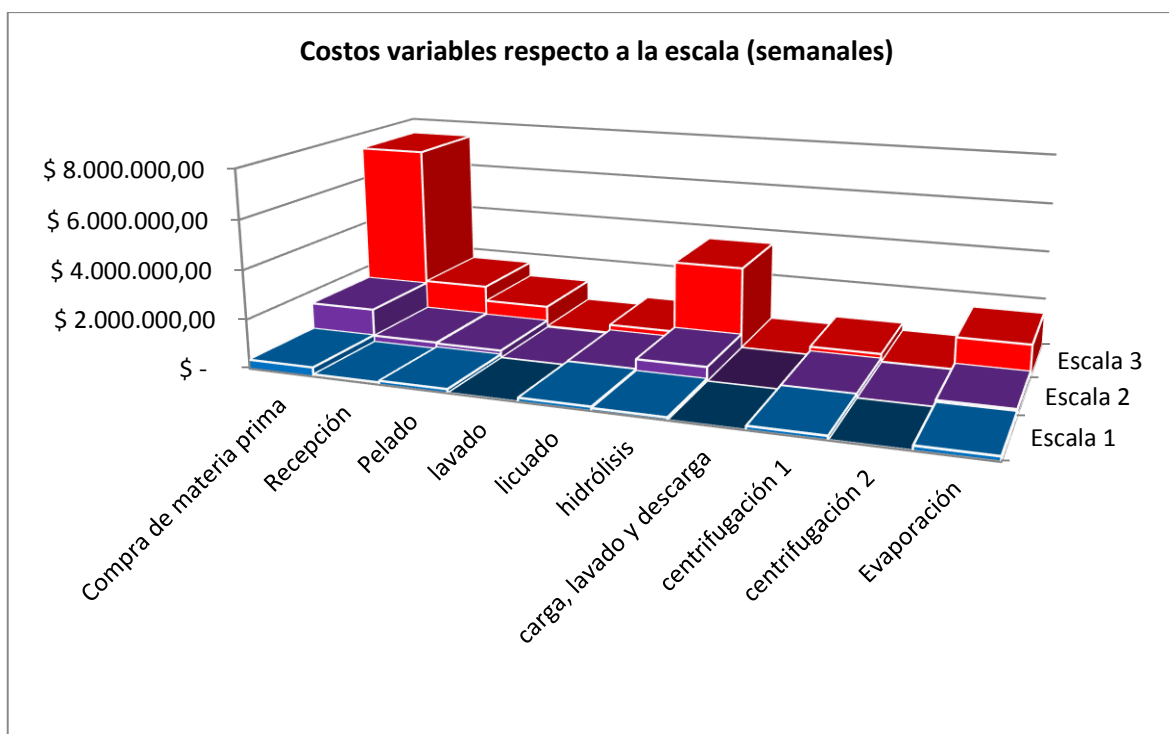


Figura 7. Costos variables de los procesos de producción de glucosa a partir de plátano.

En la figura 7 se puede observar de mejor manera la comparación de costos variables para cada escala y la importancia que conllevan las etapas de evaporación, hidrólisis y compra de materia prima, siendo esta ultima la más representativa cuando se ha aumentado la escala de producción. En la escala 1, la compra de materia prima puede representar alrededor 366 mil pesos semanales, para producir 324 kg por semana de glucosa, comparado con los 7.3 millones de pesos requeridos para producir 6.6 toneladas semanales de glucosa, es decir alrededor de \$ 23 pesos por kg de glucosa más barata la materia prima para la escala 3. Respecto a la hidrólisis podemos encontrar sólo en la etapa de transformación costos de \$ 106,484.81 pesos para la escala 1 y de \$3'382,811.29 pesos para la escala 3, lo que indica \$ 182.86 pesos por kilogramo de glucosa más caro para la escala 3. Los resultados anteriores demuestran como aunque el aumento de escala genera mayor participación de determinadas etapas, las diferencias en los precios por producto reflejan como una etapa puede ser más relevante que otra en cada escala, en este caso, para la escala 3 se puede trabajar inicialmente la etapa de hidrólisis con el fin de disminuir costos.

4. COSTOS ENERGÉTICOS Y DE AGUA

Uno de los costos importantes durante el proceso de producción de glucosa está relacionado con los costos energéticos (energía eléctrica + combustible) y el consumo de agua potable. En este caso los costos energéticos superan en todas las escalas a los costos requeridos por el agua de proceso (figura 8). Para la escala 1 los costos energéticos alcanzan el 78.22 % y aumentan un punto porcentual en la escala 2, los cuales son 9.8% menores que los de la escala 3, que alcanza una participación de 87.78%. Esto indica que al aumentar la escala de producción de glucosa, aunque aumenta el consumo de agua y por ende sus costos (figura 8), su participación disminuye en relación a los costos de todos los servicios en general.

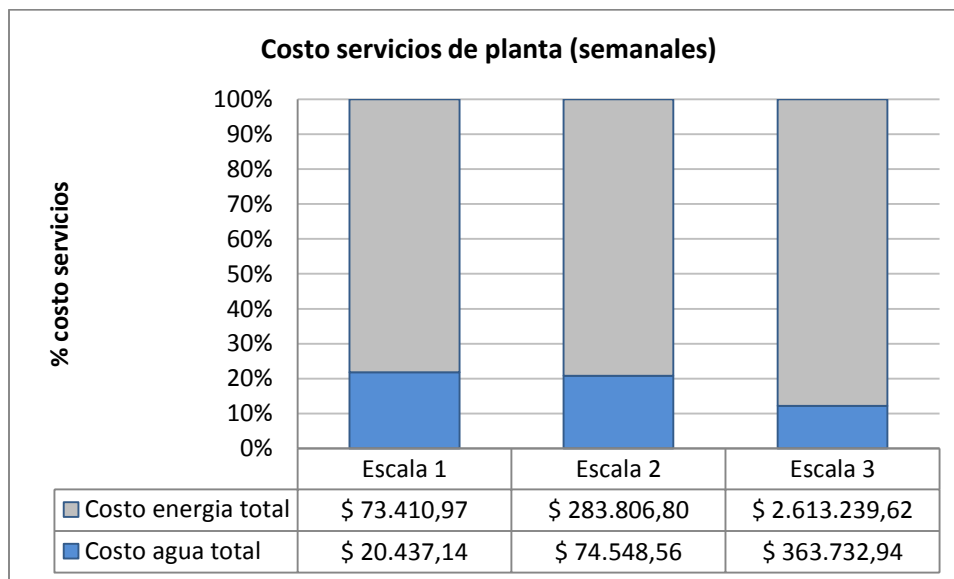


Figura 8. Distribuciones de costos de servicios en el proceso de producción de glucosa.

El aumento de costos para la escala 3 se debe principalmente a la energía para realizar la evaporación y consumo de potencia en la agitación. Se requiere por lo tanto al final \$ 395.19 pesos por kilogramo de producto en costo energético para la escala 3 en comparación con \$ 214.04 pesos por kilogramo de producto en costos energético para la escala 2.

5. VENTAS DE GLUCOSA EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACION

En el mercado de la glucosa podemos encontrar diferentes tipos de jarabes, la mayoría caracterizados por su gran contenido de fructosa el cual disminuye su valor comercial. Esto genera una dificultad para establecer el mercado el cual se quiere atender y la coherencia del mercado que debería ser atendido con el producto logrado, en este caso, el producto alcanzado en este proyecto corresponde a glucosa concentración 99% y un índice de dextrosa (DE) alrededor de 96. La tabla 1, por lo tanto indica que el producto se debería vender a un valor de \$ 20,610.27 pesos, sin embargo esto generaría trabajar en un mercado segmentado y disminuye la posibilidad de ventas. Por otra parte, vender el producto al valor de competencia de glucosa con alta fructosa implicaría muy poca rentabilidad de proceso (ver tabla 2), ya que los valores del producto por kg no alcanzan a cubrir los costos requeridos por obtener la glucosa, que en este caso es de baja fructosa y es más preciada. Esto se debe principalmente a que a diferencia del proceso para obtener glucosa con alta fructosa, el proceso con baja glucosa requiere una mayor inversión y costos en la etapa de hidrólisis. De tal manera que se selecciona como precio de venta \$5,800 pesos/kg el cual es el costo más alto reportado por proveedores para glucosa de alta fructosa, recordando que es de menor calidad que un jarabe de alta glucosa.

Tabla 1. Diferentes tipos de glucosas en el mercado [6, 7]

Tipo de glucosa	Valor	Unidades
50% (DE 28)	\$ 1,694.46	pesos/kg
80% (DE 40)	\$ 2,094.69	
99% (DE 40)	\$ 3,125.00	
99% (DE 96)	\$ 20,610.27	
99% (DE 99)	\$ 223,496.07	

Tabla 2. Rentabilidades presentadas en función del precio de venta del producto.

Rentabilidad/kg de producto						
Escala 1	50% (DE 28)	80% (DE 40)	99% (DE 40)	99% (DE 96)	99% (DE 99)	Ciudad
	-\$ 2,081.72	-\$ 1,681.49	-\$ 651.18	\$ 16,834.08	\$ 219,719.89	Manizales
	-\$ 2,584.68	-\$ 2,184.45	-\$ 1,154.14	\$ 16,331.13	\$ 219,216.93	Armenia
	-\$ 2,488.91	-\$ 2,088.68	-\$ 1,058.37	\$ 16,426.90	\$ 219,312.70	Pereira
Escala 2	50% (DE 28)	80% (DE 40)	99% (DE 40)	99% (DE 96)	99% (DE 99)	Ciudad
	-\$ 820.98	-\$ 420.75	\$ 609.56	\$ 18,094.83	\$ 220,980.63	Manizales
	-\$ 1,311.76	-\$ 911.53	\$ 118.78	\$ 17,604.04	\$ 220,489.85	Armenia
	-\$ 1,219.39	-\$ 819.16	\$ 211.15	\$ 17,696.42	\$ 220,582.22	Pereira

Escala 3	50% (DE 28)	80% (DE 40)	99% (DE 40)	99% (DE 96)	99% (DE 99)	Ciudad
	-\$ 634.49	-\$ 234.26	\$ 796.05	\$ 18,281.32	\$ 221,167.12	Manizales
	-\$ 1,129.53	-\$ 729.30	\$ 301.01	\$ 17,786.27	\$ 220,672.08	Armenia
	-\$ 1,032.10	-\$ 631.86	\$ 398.44	\$ 17,883.71	\$ 220,769.51	Pereira

La tabla 2 muestra como el aumento de escala genera mayores ganancias en la escala 3 que respecto a las otras dos escalas, y que sólo la escala 2 y 3 permite ganancias si el producto se vende a precio de glucosa de alta fructosa concentrada a 99%. Por otra parte, el producto no se puede vender a calidad de DE 99 y concentración de 99% ya que requiere una etapa adicional de ultrafiltración y el mercado sería muy específico, generando poca competitividad del producto. La venta del producto al valor normal de (\$ 20,610.27 pesos/kg) no abriría fácilmente mercado y no generaría competencia con el segmento de mayor demanda, el cual requiere precios bajos y alta calidad.

Al considerar los costos de las ciudades principales, las cuales son seleccionadas en función de la distribución de la materia prima y facilidad de recepción de la misma. Manizales presenta las mayores rentabilidades para todas las escalas, lo cual se discutirá con mayor profundidad más adelante.

6. COSTOS FIJOS

Los costos fijos están relacionados directamente con los costos de los equipos. La planta de producción de glucosa entre los equipos más importantes considera el tanque de lavado y pelado, la caldera, el reactor, dos centrifugas de diferente configuración (capítulo 5), reactores y evaporadores.

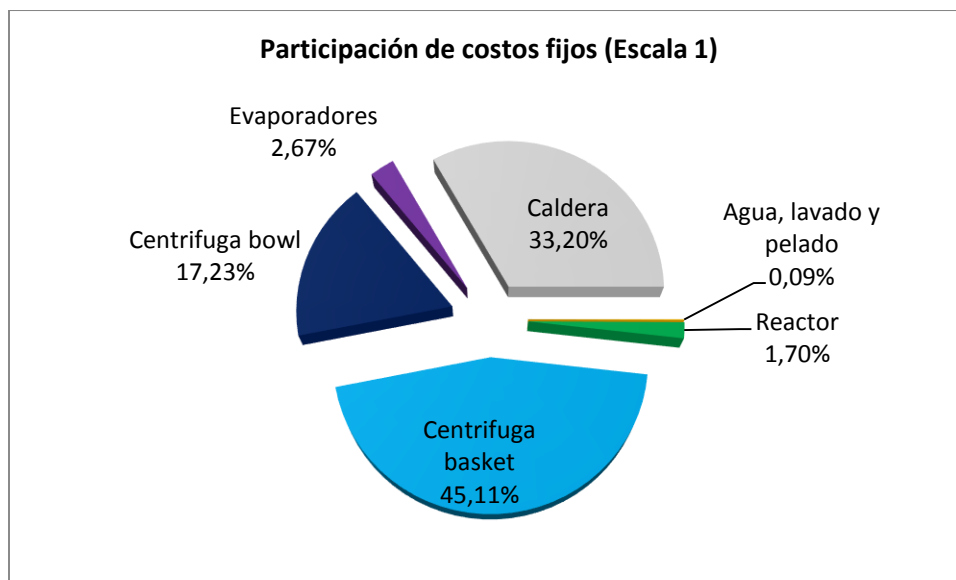


Figura 9. Costos fijos para la escala 1

En la escala 1, se puede apreciar que los mayores costos están representados por las centrifugas, en específico la centrifuga de cesta la cual tiene una participación del 45% y un valor cercano a los 185 millones de pesos, seguido por la caldera con una participación del 33.20% y costo de 136 millones de pesos. Una vez aumentada la escala, la participación del costo del reactor y la centrifuga de cesta aumentan de forma importante, mientras los otros activos fijos (evaporadores, caldera, tanque de lavado y centrifuga bowl) mantienen un costo similar. Por lo cual, en la escala 2 el reactor aumenta su participación a un 3.63% con un costo de 20.5 millones de pesos aproximadamente (figura 2). De igual manera en la escala 2 la participación de la centrifuga de cesta aumenta hasta 51.1% con un valor de 288 millones. La caldera aunque disminuye en la escala 2, su participación mantiene un valor importante con 164 millones.

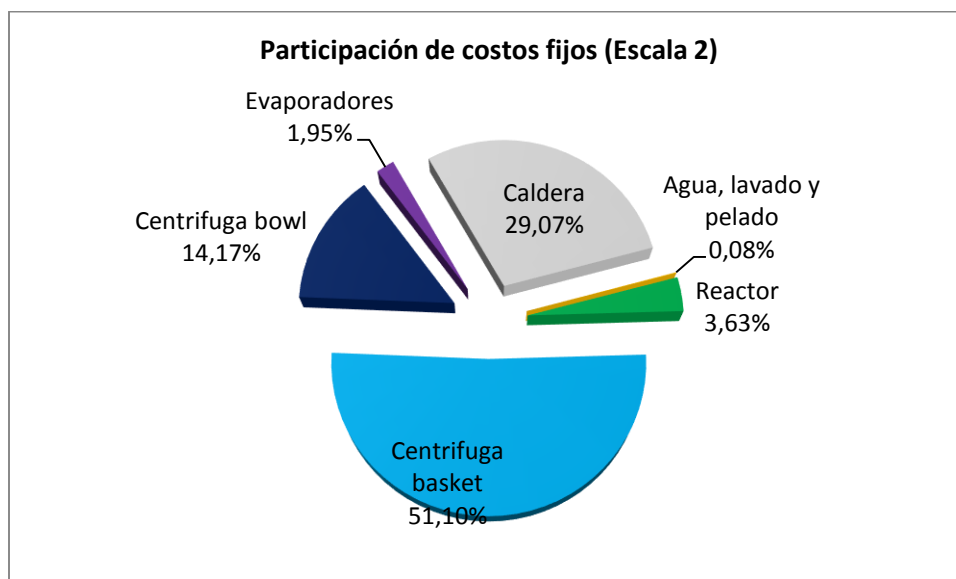


Figura 10. Costos fijos para la escala 2

Si se evalúa la participación de los costos fijos en la escala 3, se puede encontrar un aumento significativo del costo del reactor al duplicarse dicha participación. Este comportamiento también se puede observar para los evaporadores alcanzando 3.68% y un valor de 44 millones de pesos aproximadamente, 50.7 millones menos que el costo de los reactores para esta escala.

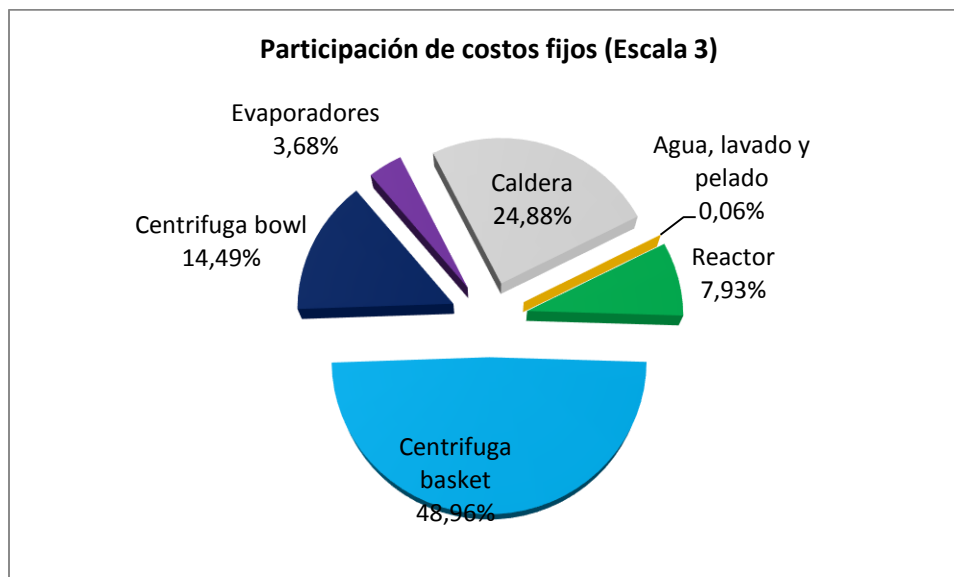


Figura 11. Costos fijos para la escala 3

Al final los costos fijos en la escala 2 pueden alcanzar el 63.9% del valor inicial de inversión para el funcionamiento del proceso, 7.4% menos de la participación de la inversión para la escala 1, y alrededor de 10% más que la escala 3.

7. CAMBIO DE COSTOS VARIABLE CON EL LUGAR

Una vez determinado el precio de venta (\$ 5800 pesos/kg) y considerar las 3 capitales de los departamentos evaluados como los puntos fundamentales para la ubicación de la planta, es importante considerar cual de las tres permite mayor ganancias en el proyecto.

Tabla 3. Ganancias relativas semanales para las 3 escalas

Lugar	Costo (relativo)	GANANCIA (relativa)	costo/kg (Escala 1)
Manizales	\$ 1'223,273.97	\$ 655,603.81	\$ 3,776.18
Armenia	\$ 1'386,203.64	\$ 492,674.14	\$ 4,279.14
Pereira	\$ 1'355,178.38	\$ 523,699.40	\$ 4,183.37
Lugar	Costo (relativo)	GANANCIA (relativa)	costo/kg (Escala 2)
Manizales	\$ 3'335,382.17	\$ 4'355,211.11	\$ 2,515.44
Armenia	\$ 3'986,144.31	\$ 3'704,448.97	\$ 3,006.22
Pereira	\$ 3'863,659.85	\$ 3'826,933.43	\$ 2,913.85
Lugar	Costo (relativo)	GANANCIA (relativa)	costo/kg (Escala 3)
Manizales	\$ 15'400,294.93	\$ 22'952,499.14	\$ 2,328.95
Armenia	\$ 18'673,800.52	\$ 19'678,993.55	\$ 2,823.99
Pereira	\$ 18'029,489.24	\$ 20'323,304.83	\$ 2,726.56

En la tabla 3 se puede observar para las tres escalas que la ciudad de Manizales es la que genera los menores costos relativos. Esto se debe principalmente al costo del agua (1670.42 \$/m³), del plátano (250 \$/kg), transporte de materia prima (51.19 \$/kg) y de la energía eléctrica (286 \$/KWh), los cuales son los más bajos comparados con las otras ciudades.

El termino de ganancia y costos relativos se indica debido a que para los resultados de la tabla 3 no se incluye los impuestos y otros costos menores relacionados, y sólo se considera los costos inherentes al proceso químico de producir glucosa, esta es por lo tanto la ganancia directa debido al proceso únicamente. Los costos por kg de producto muestran como a medida que se aumenta la escala disminuyen para todas la ciudades. Alrededor de 31% es la reducción de los costos por kg de producto para la escala 2 respecto a la 1 y una reducción del 6.6% en los costos de la escala 3 respecto a la 2. Adicionalmente como se puede observar en las tablas, el costo por kilogramo para la ciudad de Manizales en escala 3 alcanza los \$ 2328.95 pesos por kilogramo, tan sólo 189.4 pesos/kilogramo más de lo que se encuentra el costo de producción a nivel nacional para el 2014 de glucosa rica en fructosa. Por otra parte, estos costos son 930 pesos mayores a los del mercado internacional para este tipo de glucosa (DE 40). Esto indica que la producción de glucosa baja en fructosa, puede ser producida a niveles competitivos a nivel nacional y que a nivel internacional depende el mercado donde está aplicando.

8. BALANCE GENERAL (VPN & TIR)

Una vez tenemos claro los costos más importantes del proceso e identificado algunos costos adicionales se evalúa la rentabilidad a una proyección de 5 años, se consideran los impuestos, arriendo, intereses de préstamo, el valor presente neto (VPN) y la tasa interna de retorno con el fin de evaluar la rentabilidad del proyecto (TIR) y la depreciación del equipo [8].

La tasa depreciación se consideró de acuerdo a Peters y Timmerhaus (1991) para equipo y maquinaria ordinaria y se usó el método de la línea recta. El costo de arriendo se consideró a partir del valor por m² para cada ciudad, en este caso para Manizales en el 2014 aplica un valor de \$ 7638.95 por metro cuadrado de arriendo, y el área fue calculada de acuerdo a los tamaños de los equipos, luego se ajustó a un valor real de espacio para bodegas disponibles en la ciudad. De tal forma que para la producción de glucosa se requieren espacios de 400, 700 y 1000 m² para la escala 1, 2 y 3 correspondientemente. Los costos de salud y pensión se obtienen de acuerdo a la Ley 1122 de 2007 y 797 de 2003 del congreso de la república de Colombia, donde se indica la responsabilidad de la empresa sobre el 8.5% sobre salud y 12% sobre pensión, estos valores son mostrados para los operarios en las tablas 4 al 6.

El valor presente neto se calculó de acuerdo a la siguiente fórmula:
$$VPN = \left[\sum_{i=1}^n VP(\text{Flujos de Caja}) \right] - \text{Inversión Inicial}$$
, donde el valor presente de flujo de caja considera el descuento por pago de intereses. El interés se hace sobre una tasa de 8.28% efectivo anual para préstamos comerciales sobre inversión a 5 años [9].

Tabla 4. Balance de costos para la escala 1.

Concepto	año					
	0	1	2	3	4	5
COSTOS FIJOS						
Agua, lavado y pelado	\$ 371.791,73	\$ 304.869,22	\$ 237.946,71	\$ 171.024,20	\$ 104.101,69	\$ 37.179,17
Reactor	\$ 6.986.067,46	\$ 5.728.575,32	\$ 4.471.083,18	\$ 3.213.591,03	\$ 1.956.098,89	\$ 698.606,75
centrifuga basket	\$ 185.643.513,08	\$ 152.227.680,73	\$ 118.811.848,37	\$ 85.396.016,02	\$ 51.980.183,66	\$ 18.564.351,31
centrifuga bowl	\$ 70.927.550,78	\$ 58.160.591,64	\$ 45.393.632,50	\$ 32.626.673,36	\$ 19.859.714,22	\$ 7.092.755,08
evaporadores	\$ 11.004.365,59	\$ 9.023.579,78	\$ 7.042.793,98	\$ 5.062.008,17	\$ 3.081.222,36	\$ 1.100.436,56
Caldera	\$ 136.630.644,63	\$ 112.037.128,60	\$ 87.443.612,56	\$ 62.850.096,53	\$ 38.256.580,50	\$ 13.663.064,46
Total FIJOS	\$ 411.563.933,28					
Valor depreciable de los activos	\$ 411.563.933,28	\$ 337.482.425,29	\$ 263.400.917,30	\$ 189.319.409,31	\$ 115.237.901,32	\$ 41.156.393,33
COSTOS VARIABLES						
costos de proceso		\$ 58.717.150,55	\$ 63.569.462,65	\$ 68.979.550,36	\$ 75.024.157,20	\$ 81.791.520,58
Costos de OFICINA						
Arriendo		\$ 36.666.980,92	\$ 37.378.320,35	\$ 38.103.459,76	\$ 38.842.666,88	\$ 39.596.214,62
Secretaria		\$ 7.392.000,00	\$ 7.829.458,56	\$ 8.292.805,92	\$ 8.783.574,17	\$ 9.303.386,09
Ingeniero		\$ 18.000.000,00	\$ 18.000.000,00	\$ 18.000.000,00	\$ 18.100.000,00	\$ 18.200.000,00
Salud y pensiones		\$ 1.080.000,00	\$ 1.143.914,40	\$ 1.211.611,25	\$ 1.283.314,41	\$ 1.359.260,95
Total VARIABLES		\$ 121.856.131,46	\$ 127.921.155,95	\$ 134.587.427,29	\$ 142.033.712,66	\$ 150.250.382,24
VENTAS		\$ 90.186.133,33	\$ 96.241.230,33	\$ 102.702.866,53	\$ 109.598.336,99	\$ 116.956.769,33
Interés	\$ -	\$ 44.167.181,36	\$ 50.446.499,82	\$ 57.246.567,85	\$ 64.626.625,30	\$ 72.663.358,98
SALDO	\$ 533.420.064,74	\$ 577.587.246,10	\$ 659.703.744,05	\$ 748.630.237,53	\$ 845.141.423,58	\$ 950.240.158,23
Impuesto I&C		\$ (174.184,99)	\$ (174.239,59)	\$ (175.365,08)	\$ (178.394,57)	\$ (183.114,87)
Descuento Impuesto		\$ (165.858,95)	\$ (165.910,94)	\$ (166.982,63)	\$ (169.867,31)	\$ (174.361,98)
Flujo de Caja	-\$ 577.587.246,10	-\$ 31.669.998,13	-\$ 31.679.925,63	-\$ 31.884.560,76	-\$ 32.435.375,67	-\$ 33.293.612,91
DEBE		\$ 609.257.244,23	\$ 691.383.669,68	\$ 780.514.798,29	\$ 877.576.799,25	\$ 983.533.771,14
Tasa de Interés	8,28 %					
Punto de equilibrio		-1299,538862	-1299,131627	-1290,7938	-1268,873644	-1236,16483
VPN		-\$ 609.257.244,23	-\$ 640.937.169,86	-\$ 672.821.730,61	-\$ 705.257.106,28	-\$ 738.550.719,19
TIR						No rentable

En la tabla 4 se muestra el balance para la escala 1, donde los costos fijos alcanzan 411.5 millones y se deprecian a 41.1 millones con una tasa del 10%. Por otra parte se puede observar que para cada uno de los años, las ventas no superan los costos de operación y se tendrá por lo tanto un aumento de la deuda por los intereses generados y por el no pago del saldo generado. La inversión inicial entonces, considerando costos de operación iniciales es de 577.6 millones de pesos para la escala 1. Sin embargo, debido a que las ventas no generan ganancias el proceso no es rentable y genera un aumento de la deuda. Al final de periodo 5, el valor presente neto es de 738.5 millones y la deuda real asciende a 983.5 millones de pesos, estos valores demuestran que el proceso en una escala para producir 324 kg por semana (1300 kg mensuales) no es viable.

Tabla 5. Balance de costos para la escala 2

Concepto	año					
	0	1	2	3	4	5
COSTOS FIJOS						
Agua, lavado y pelado	\$ 457.345,60	\$ 375.023,39	\$ 292.701,18	\$ 210.378,98	\$ 128.056,77	\$ 45.734,56
Reactor	\$ 20.460.149,73	\$ 16.777.322,78	\$ 13.094.495,83	\$ 9.411.668,88	\$ 5.728.841,92	\$ 2.046.014,97
centrifuga basket	\$ 288.230.493,60	\$ 236.349.004,76	\$ 184.467.515,91	\$ 132.586.027,06	\$ 80.704.538,21	\$ 28.823.049,36
centrifuga bowl	\$ 79.906.397,72	\$ 65.523.246,13	\$ 51.140.094,54	\$ 36.756.942,95	\$ 22.373.791,36	\$ 7.990.639,77
evaporadores	\$ 11.004.365,59	\$ 9.023.579,78	\$ 7.042.793,98	\$ 5.062.008,17	\$ 3.081.222,36	\$ 1.100.436,56
Caldera	\$ 163.956.773,55	\$ 134.444.554,31	\$ 104.932.335,07	\$ 75.420.115,83	\$ 45.907.896,60	\$ 16.395.677,36
Total FIJOS	\$ 564.015.525,79					
Valor depreciable de los activos	\$ 564.015.525,79	\$ 462.492.731,15	\$ 360.969.936,51	\$ 259.447.141,87	\$ 157.924.347,22	\$ 56.401.552,58
COSTOS VARIABLES						
costos de proceso		\$ 160.098.343,94	\$ 174.870.243,81	\$ 191.592.407,25	\$ 210.554.995,54	\$ 232.093.144,68
Costos de OFICINA						
Arriendo		\$ 64.167.216,60	\$ 65.412.060,60	\$ 66.681.054,58	\$ 67.974.667,04	\$ 69.293.375,58
Secretaria		\$ 7.392.000,00	\$ 7.829.458,56	\$ 8.292.805,92	\$ 8.783.574,17	\$ 9.303.386,09
Ingeniero		\$ 18.000.000,00	\$ 18.000.000,00	\$ 18.000.000,00	\$ 18.100.000,00	\$ 18.200.000,00
Salud y pensiones		\$ 1.440.000,00	\$ 1.525.219,20	\$ 1.615.481,67	\$ 1.711.085,88	\$ 1.812.347,94
Total VARIABLES		\$ 251.097.560,54	\$ 267.636.982,18	\$ 286.181.749,42	\$ 307.124.322,62	\$ 330.702.254,29
VENTAS		\$ 369.148.477,43	\$ 393.933.106,21	\$ 420.381.774,96	\$ 448.606.207,33	\$ 478.725.628,09
Interés	\$ -	\$ 67.491.363,55	\$ 63.356.223,17	\$ 58.199.565,41	\$ 51.964.920,72	\$ 44.614.267,15
SALDO	\$ 815.113.086,34	\$ 882.604.449,88	\$ 828.528.000,62	\$ 761.092.867,43	\$ 679.560.581,55	\$ 583.433.918,78
Impuesto I&C		\$ 649.280,04	\$ 694.628,68	\$ 738.100,14	\$ 778.150,37	\$ 814.128,56
Descuento Impuesto		\$ 618.244,46	\$ 661.425,43	\$ 702.818,95	\$ 740.954,78	\$ 775.213,21
Flujo de Caja	-\$ 882.604.449,88	\$ 118.050.916,89	\$ 126.296.124,03	\$ 134.200.025,54	\$ 141.481.884,71	\$ 148.023.373,80
DEBE		\$ 765.171.777,45	\$ 702.893.302,02	\$ 627.595.660,84	\$ 538.819.651,63	\$ 436.185.758,19
Tasa de Interés	8,28 %					
Punto de equilibrio		477,7731005	446,5818172	420,2797455	398,648581	381,0313948
VPN		-\$ 697.062.169,44	-\$ 570.766.045,41	-\$ 436.566.019,87	-\$ 295.084.135,16	-\$ 147.060.761,36
TIR						-8%

Respecto al comportamiento económico del proyecto para la escala 2, las ventas logran superar los costos anuales del proceso obteniéndose entre 118 y 148 millones de pesos anuales. Esto genera ganancias que permiten amortizar los intereses anuales por el préstamo para la inversión inicial, los cuales en esta escala llegan a 882.6 millones de pesos. Con el pago de los intereses y la inversión de las ganancias en pago de la deuda, en 5 años no se logra saldar. Esto indica que para el cuarto año se tiene una deuda de 436 millones de pesos. El valor presente neto negativo de (menos) 147 millones de pesos y la tasa interna de retorno negativa muestran que aunque el proceso genera ganancias no es rentable en 5 años.

Al considerar el aumento de escala, alcanzando la escala 3, podemos encontrar ganancias anuales ocho veces mayores a la escala 2, generando un pago rápido de la deuda de inversión, la cual tiene un valor aproximado de 2.2 mil millones. En promedio las ganancias para la escala 3 alcanzan los mil ochenta millones de pesos anuales, permitiendo el pago de la deuda en 3 años y arrojando una ganancia neta para la empresa de 725 millones de pesos para ese año. El valor presente neto muestra comportamientos positivos a partir del tercer año, llegando a los 3300 millones para el quinto año. La tasa interna de retorno muestra un valor importante del 38% lo que indica la rentabilidad del proceso en el pago de la inversión inicial.

Tabla 6. Balance de costos para la escala 3

Concepto	año					
	0	1	2	3	4	5
COSTOS FIJOS						
Agua, lavado y pelado	\$ 670.074,13	\$ 549.460,79	\$ 428.847,45	\$ 308.234,10	\$ 187.620,76	\$ 67.007,41
Reactor	\$ 94.800.748,64	\$ 77.736.613,89	\$ 60.672.479,13	\$ 43.608.344,38	\$ 26.544.209,62	\$ 9.480.074,86
centrifuga basket	\$ 585.432.775,19	\$ 480.054.875,65	\$ 374.676.976,12	\$ 269.299.076,59	\$ 163.921.177,05	\$ 58.543.277,52
centrifuga bowl	\$ 173.281.065,84	\$ 142.090.473,99	\$ 110.899.882,14	\$ 79.709.290,29	\$ 48.518.698,44	\$ 17.328.106,58
evaporadores	\$ 44.017.462,35	\$ 36.094.319,13	\$ 28.171.175,90	\$ 20.248.032,68	\$ 12.324.889,46	\$ 4.401.746,24
Caldera	\$ 297.540.554,81	\$ 243.983.254,94	\$ 190.425.955,08	\$ 136.868.655,21	\$ 83.311.355,35	\$ 29.754.055,48
Total FIJOS	\$ 1.195.742.680,97					
Valor depreciable de los activos	\$ 1.195.742.680,97	\$ 980.508.998,39	\$ 765.275.315,82	\$ 550.041.633,24	\$ 334.807.950,67	\$ 119.574.268,10
COSTOS VARIABLES						
costos de proceso		\$ 739.214.156,51	\$ 809.169.406,69	\$ 888.627.268,28	\$ 979.023.229,26	\$ 1.082.016.726,09
Costos de OFICINA						
Arriendo		\$ 91.667.452,29	\$ 93.445.800,86	\$ 95.258.649,40	\$ 97.106.667,20	\$ 98.990.536,54
Secretaria		\$ 7.392.000,00	\$ 7.829.458,56	\$ 8.292.805,92	\$ 8.783.574,17	\$ 9.303.386,09
Ingeniero		\$ 18.000.000,00	\$ 18.000.000,00	\$ 18.000.000,00	\$ 18.100.000,00	\$ 18.200.000,00
Salud y pensiones		\$ 3.060.000,00	\$ 3.241.090,80	\$ 3.432.898,55	\$ 3.636.057,49	\$ 3.851.239,37
Total VARIABLES		\$ 859.333.608,80	\$ 931.685.756,91	\$ 1.013.611.622,15	\$ 1.106.649.528,12	\$ 1.212.361.888,09
VENTAS		\$ 1.840.934.115,27	\$ 1.964.534.431,77	\$ 2.096.433.273,52	\$ 2.237.187.803,50	\$ 2.387.392.592,63
Interés	\$ -	\$ 170.160.316,79	\$ 103.398.722,36	\$ 26.888.142,41	\$ -	\$ -
SALDO	\$ 2.055.076.289,77	\$ 2.225.236.606,56	\$ 1.352.175.562,47	\$ 351.624.161,81	\$ (725.526.644,29)	\$ (1.850.144.177,66)
Impuesto I&C		\$ 5.398.802,79	\$ 5.680.667,71	\$ 5.955.519,08	\$ 6.217.960,51	\$ 6.462.668,87
Descuento Impuesto		\$ 5.140.740,01	\$ 5.409.131,80	\$ 5.670.845,27	\$ 5.920.742,00	\$ 6.153.753,30
Flujo de Caja	\$ (2.225.236.606,56)	\$ 981.600.506,47	\$ 1.032.848.674,86	\$ 1.082.821.651,37	\$ 1.130.538.275,38	\$ 1.175.030.704,54
DEBE		\$ 1.248.776.840,11	\$ 324.736.019,40	\$ (725.526.644,29)	\$ (1.850.144.177,66)	\$ (3.019.021.128,90)
Tasa de Interés	8,28 %					
Punto de equilibrio		121,8156137	115,7713332	110,4284052	105,767554	101,7626753
VPN		-\$ 1.073.475.783,30	-\$ 40.627.108,44	\$ 1.042.194.542,93	\$ 2.172.732.818,30	\$ 3.347.763.522,84
TIR						38%

Respecto a este comportamiento de los costos las figura 12 y 13 muestran cómo se comportan las ganancias semanales por año, en comparación con el aumento de costos de materia prima y valor del producto.

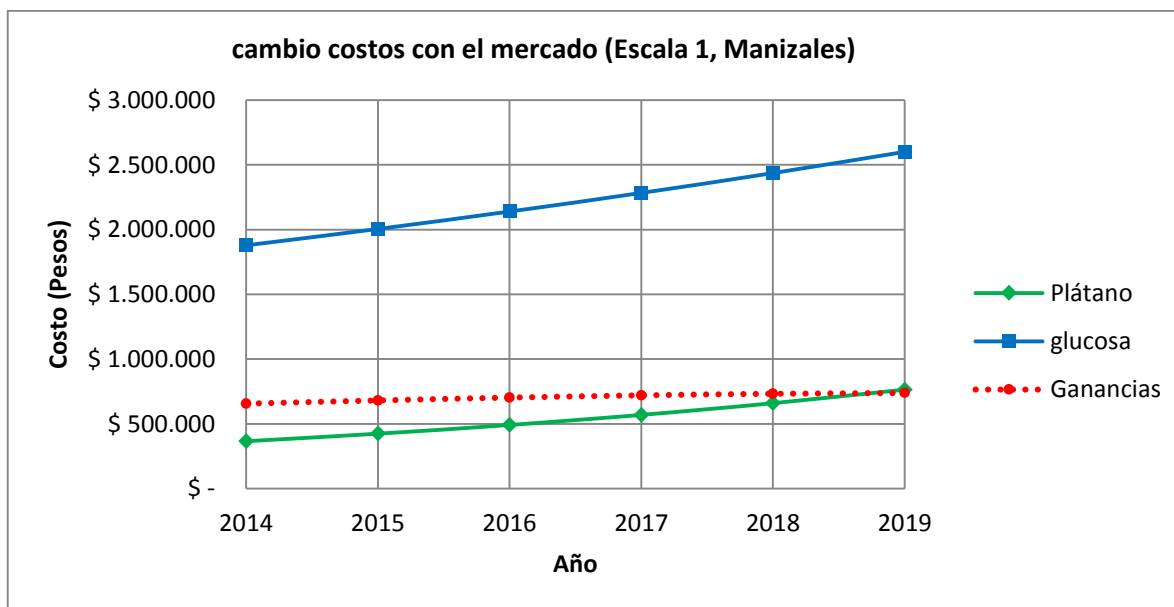


Figura 12. Cambios costos del mercado con el tiempo y tendencia de las ganancias para la escala 1.

Este aumento de costos hace que la escala 1 se vea muy sensible al aumento del precio del plátano a diferencia de la escala 3, donde el aumento de las ganancias a 5 años es lo suficientemente bueno para no verse impactado. Sin embargo la tendencia al aumento de los costos de la materia prima y su pendiente muestra que en el tiempo las ganancias se pueden ver alcanzadas, y aunque las ventas por precio de glucosa presentan una tendencia mayor, es necesario evaluar constantemente el comportamiento del mercado para asegurar el proceso.

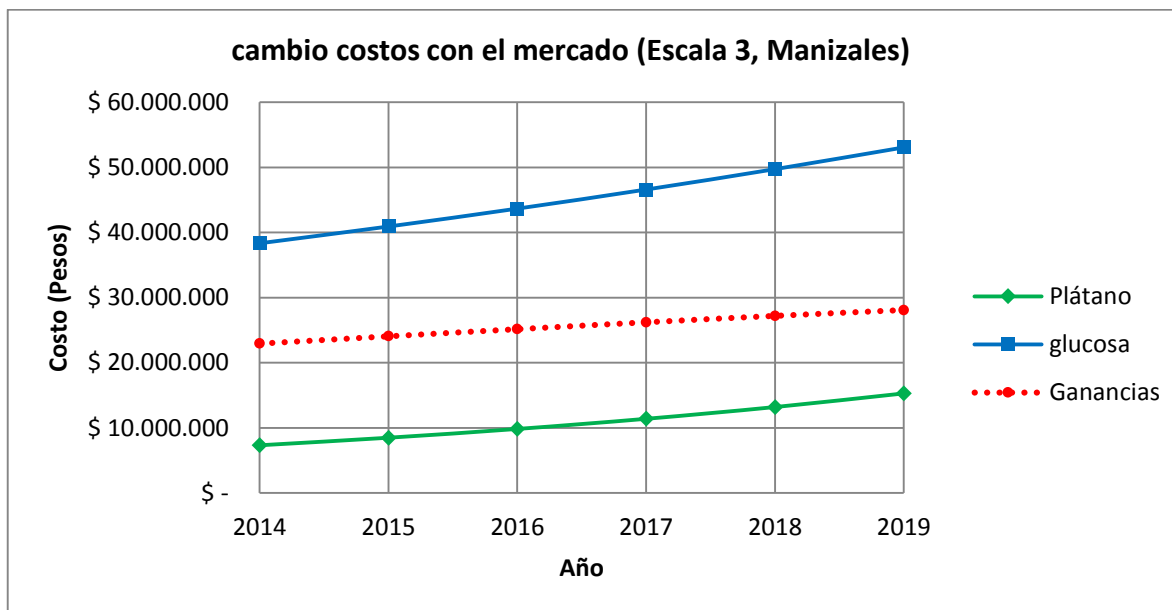


Figura 13. Cambios costos del mercado con el tiempo y tendencia de las ganancias para la escala 3.

REFERENCIAS

- [1] Milling & Baking News, whole sale list price for glucose syrup, Midwest markets, monthly, quarterly, and by calendar and fiscal, United States Department of Agriculture (USDA), www.ers.usda.gov (consultado junio de 2014).
- [2] Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, Cifras de precios, costos de insumos y Abastecimiento, Sistema de estadísticas Agropecuarias (SEA), www.agronet.gov.co (consultado junio de 2014)
- [3] Ministerio del Trabajo y decretos del Gobierno Nacional, Salario mínimo legal en Colombia, Banco de la Republica de Colombia <http://obiee.banrep.gov.co/> (consultado junio 2014)
- [4] Ministerio de Minas y Energía Republica de Colombia, Histórico de precios de combustibles, Hidrocarburos. www.minminas.gov.co (consultado junio de 2014)
- [5] Federación Colombiana de Lonjas de Propiedad Raíz, Incremento de contratos de Arrendamientos 2014. <http://www.fedelonjas.org.co> (consultado junio de 2014)
- [6] Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, Sector Confeitería, chocolatería y Materias Primas, Planes de desarrollo para Cuatro Sectores de la Agroindustria de Colombia, ATKEARNEY, Noviembre de 2010.

[7] International Sugar Organization, Alternative Sweeteners in a High Sugar price Environment, Market Evaluation Consumption and Statistics Committee. 2012.

[8] Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, McGraw-Hill, Inc, ISBN 0-07-100871-3, 1991.

[9] Superintendencia Financiera de Colombia, Tasas de colocación por modalidad de crédito, Banco de la república. <http://www.banrep.gov.co> (consultado junio 2014).

CAPITULO 8: IMPACTO AMBIENTAL

Una vez desarrollado el proceso de producción de glucosa a partir de plátano y haberse evaluado su rentabilidad, es importante considerar el impacto ambiental generado para las diferentes escalas. Además evaluar como cada escala aporta a la disminución de la contaminación por el uso de materias primas o la generación por el uso industrial de combustibles, energía y agua. En este caso, el capítulo 8 presenta el impacto ambiental generado por hora y por producto para cada escala mediante la utilización del Algoritmo WAR [1]. Adicionalmente, se evalúa la cantidad de CO₂ equivalente generado en el proceso y el aporte de cada etapa al mismo, para ello se consideraron los factores de emisión de 74869 kgCO₂/TJ para ACPM [2] y de 173 gCO₂eq/KWh en promedio para la energía eléctrica en el país [3, 4].

1. IMPACTO AMBIENTAL DE LAS ESCALAS

Se puede evaluar el impacto ambiental de cada escala en función del aprovechamiento de las materias primas y la transformación de las mismas, reduciendo la contaminación directa que pueden generar y transformándolas en productos que tienen un impacto al ambiente menor. En este orden de ideas, la figura 1 muestra la generación de impacto ambiental con el tiempo y la reducción del mismo por la transformación de materias primas. El lado izquierdo de la gráfica muestra como el alto nivel de producción en la escala 3 requeriría de una gran cantidad de materia prima por tiempo comparado con las escala 1 y 2, lo que produciría un impacto ambiental importante si no fuese transformado. Alrededor de un 88% más impacto ambiental por hora generaría la escala 3 comparada con la escala 2, siendo la escala 1 tan sólo un 27% de lo que se produciría por la escala 3.

De acuerdo a la reducción del impacto ambiental por aprovechamiento de la materia prima, la reducción es sobresaliente respecto a la escala 3, ya que el impacto que generaría por no aprovechamiento sería alto. La reducción del impacto ambiental por la escala 2 es 5 veces mayor que la escala 1, sin embargo la diferencia por no aprovechamiento hubiese sido tan sólo el doble. Este aumento en la reducción del impacto se debe principalmente al dinamismo del sistema, donde se trata mayor cantidad de materia por tiempo, esto también muestra la diferencia respecto a la escala 3.

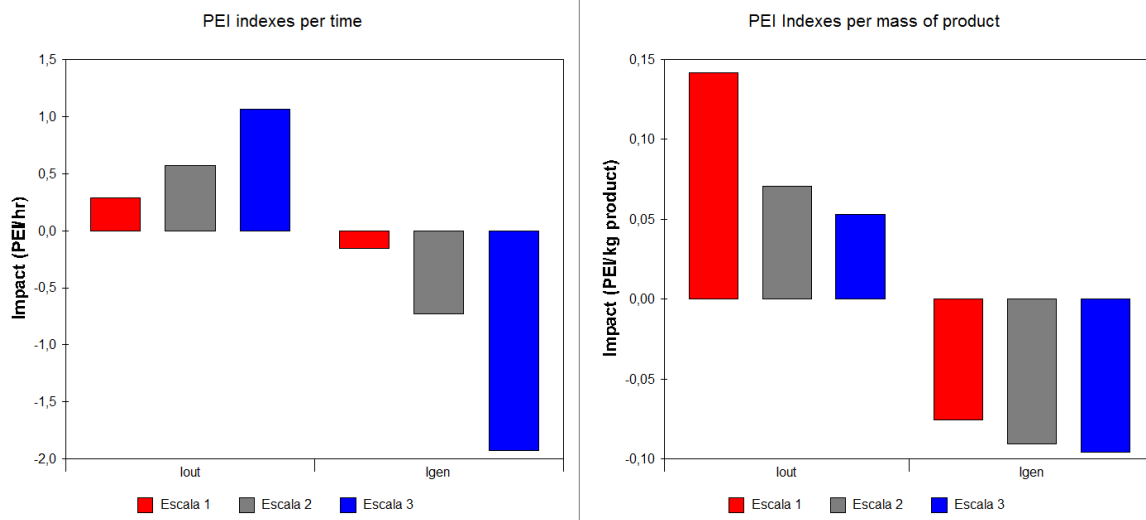


Figura 1. Generación de impacto ambiental por materias primas y por producto

Respecto a la reducción de impacto ambiental por kg de producto, se puede apreciar que al generarse una transformación más importante y de mayor cantidad de material en la escala 3 comparado con las escalas 1 y 2 el impacto reducido es mucho mayor. Por otra parte, el impacto generado es mucho menor para la escala 3, esto se debe a que se requieren menos recursos por kg de producto.

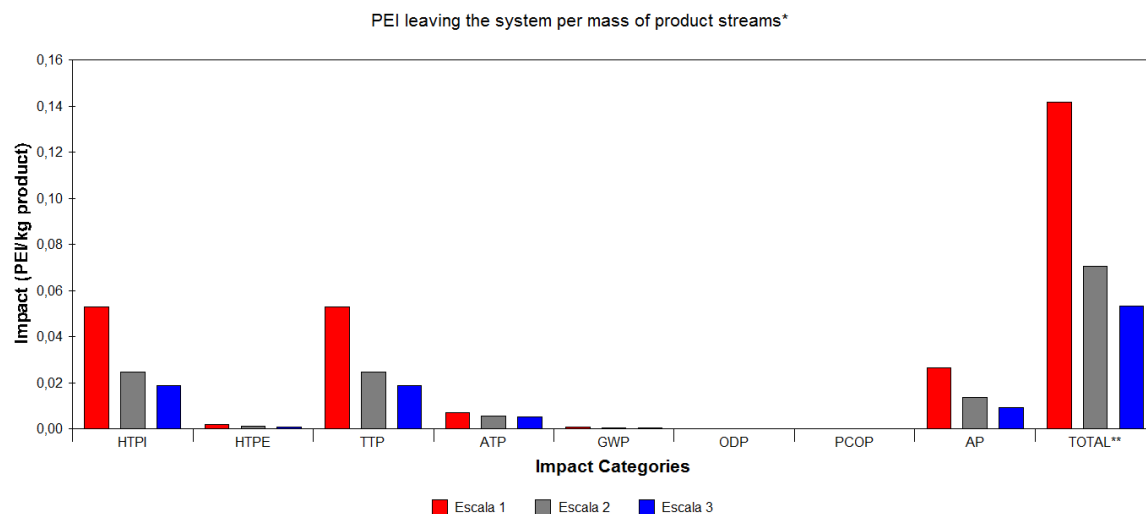


Figura 2. Aporte al impacto ambiental por categorías.

Respecto a los aportes particulares de las corrientes al impacto ambiental dentro de cada escala, podemos apreciar que la característica que más genera impacto es la de potencial de toxicidad terrestre, lo que indica la gran posibilidad de los subproductos en contaminar ríos, fauna y flora. Otra categoría importante está relacionada con la toxicidad humana por ingestión, indicando que

aunque es un proceso con materia primas y producto de orden alimenticio, los subproductos pueden manejar concentraciones de compuestos que no son asimilables fácilmente a las concentraciones trabajadas.

Respecto al aporte del requerimiento energético del proceso en el impacto ambiental por hora, la figura 3 muestra como para la escala 1, 2 y 3 corresponde al 21% del impacto total. La diferencia principal se encuentra en el impacto generado por la energía de forma particular en una comparación entre escalas. Podemos encontrar entonces que el impacto ambiental generado por la energía para la escala 3 es 69% veces mayor que la escala 2, y la escala 2 a su vez 100% mayor que la 1.

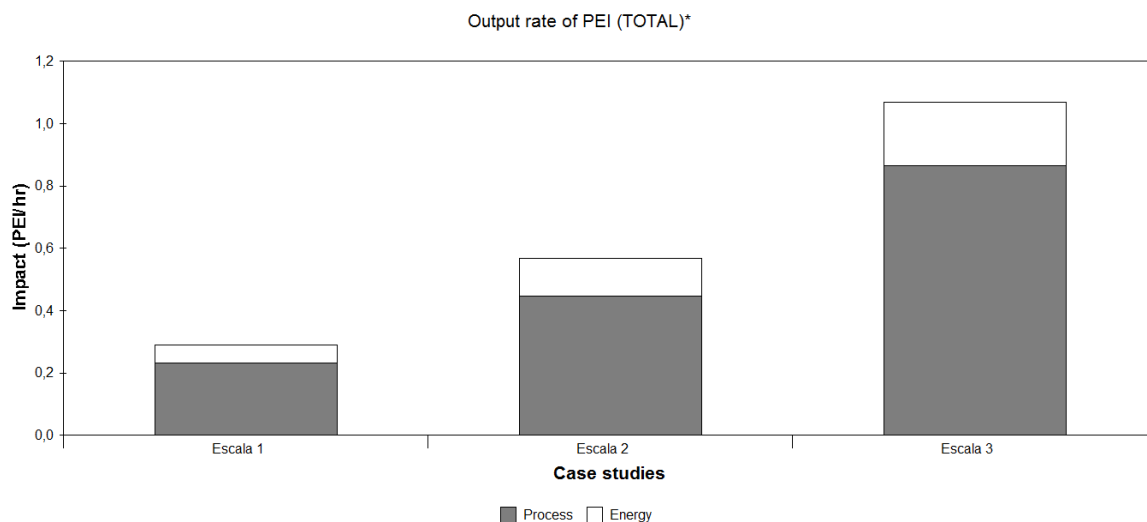


Figura 3. Comparación del impacto ambiental generado por proceso y por consumo energético

2. EMISIONES DE CO₂

Uno de los factores importantes para evaluar el impacto ambiental de los procesos es considerar las emisiones de CO₂. En este caso se exponen las emisiones de CO₂ por kilogramo de producto para cada escala considerado desde el abastecimiento de la materia prima hasta la concentración de la glucosa.

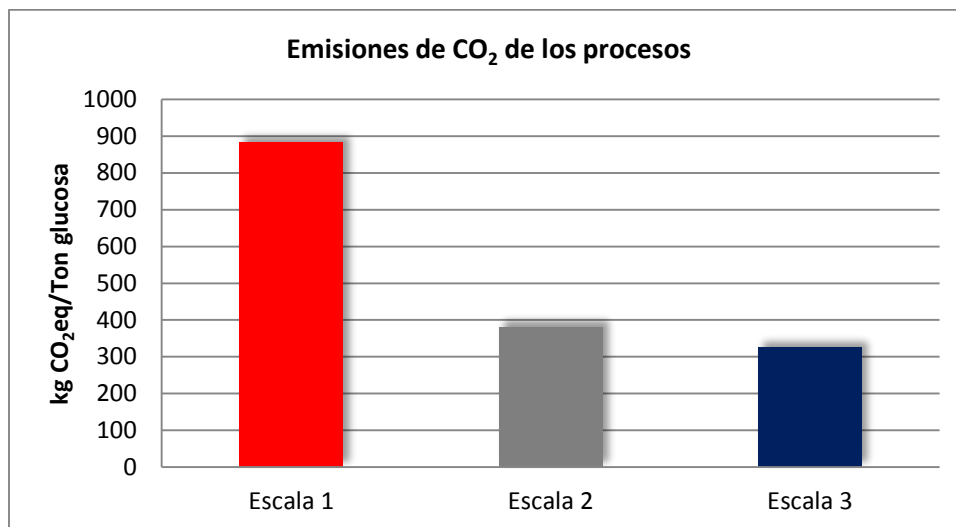


Figura 4. Emisiones de dióxido de carbono equivalentes para cada escala de proceso.

Al observar la figura 4, se puede notar como la escala 1 tiende a presentar mayores emisiones aunque es la escala con menores consumos. Sin embargo, la relación de energía requerida por el proceso para producir 1 kg de producto es mayor que las otras dos escalas, es decir, al intentar producir una tonelada se requieren más energía y combustible. Esto se debe a que las pérdidas de eficiencia por m² de equipo son mayores, ya que por ejemplo hay que calentar un número de veces mayor que las otras escalas (perdida de eficiencia). Por otra parte, las escalas 2 y 3 son más eficientes, eso se refleja no sólo en el impacto ambiental si no el rendimiento económico (capítulo 7). Se puede producir por lo tanto en la escala tres 325 kgCO₂eq por tonelada de producto, 63% menos de lo que se produce en la escala 1, pero 14.7% menos de lo que se produce en la escala 2.

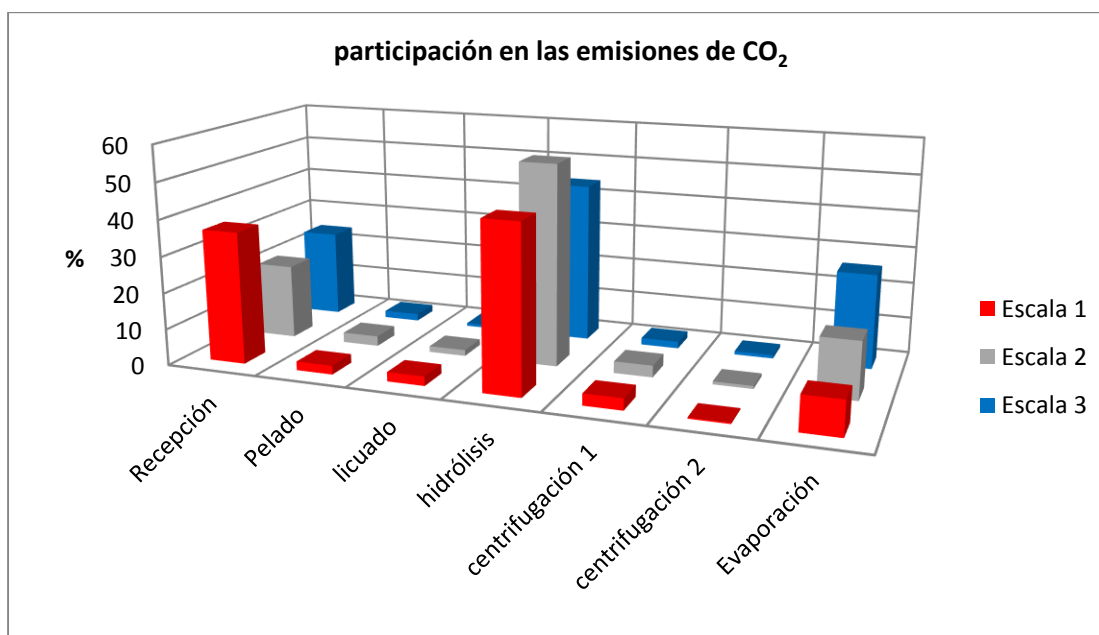


Figura 5. Aporte particular de cada etapa del proceso a las emisiones de CO₂

Respecto a qué etapa del proceso es la que más produce CO₂ podemos encontrar de acuerdo a la figura 5. Que el transporte y recepción de material, la hidrólisis y la evaporación son los causantes de las mayores emisiones. Esto se debe principalmente por el combustible consumido por los camiones, la energía eléctrica en agitación y energía en calentamiento para la hidrólisis, y la energía requerida para la concentración del producto. Para la escala 1, la recepción del materia corresponde al 36% de las emisiones, la hidrólisis el 45 y la evaporación 9.5%. A medida que la evaporación requiere más tiempo en las escalas 2 y 3, requiere más energía y genera más emisiones equivalentes, esto aumenta su participación a 15.8 y 26% para la escala 2 y 3 correspondientemente. Una característica singular que se ve de la escala 1 a la 2 es el aumento de la participación de la hidrólisis y luego la disminución de un 55% a un 44% para la escala 3. Esto se debe a que el requerimiento de evaporación es más fuerte en la escala 3 y gran parte de las emisiones se concentran en esta etapa.

3. CÁSCARA DE PLÁTANO

Uno de los objetivos del aprovechamiento de la cáscara de plátano es reducir el impacto ambiental generado por el no uso de esta. La figura 6 muestra el impacto ambiental (PEI) por hora para las corrientes de alimentación directamente cuando estas no son utilizadas y el impacto ambiental debido a su uso en la producción de etanol. Adicionalmente, se presenta el impacto ambiental por kg de producto, mostrando que el PEI debido al no uso de residuos y otras materias primas (ácidos, bases y minerales) en el proceso disminuye cuando estos son considerados y transformados en etanol. En todos los casos se considera una reducción promedio de 39% del impacto ambiental debido al uso de residuos y materias primas relacionadas. De igual manera la mayor reducción del impacto ambiental es presentada para el vástago de banano. La cascara de plátano por su parte presenta una reducción del 20.4%.

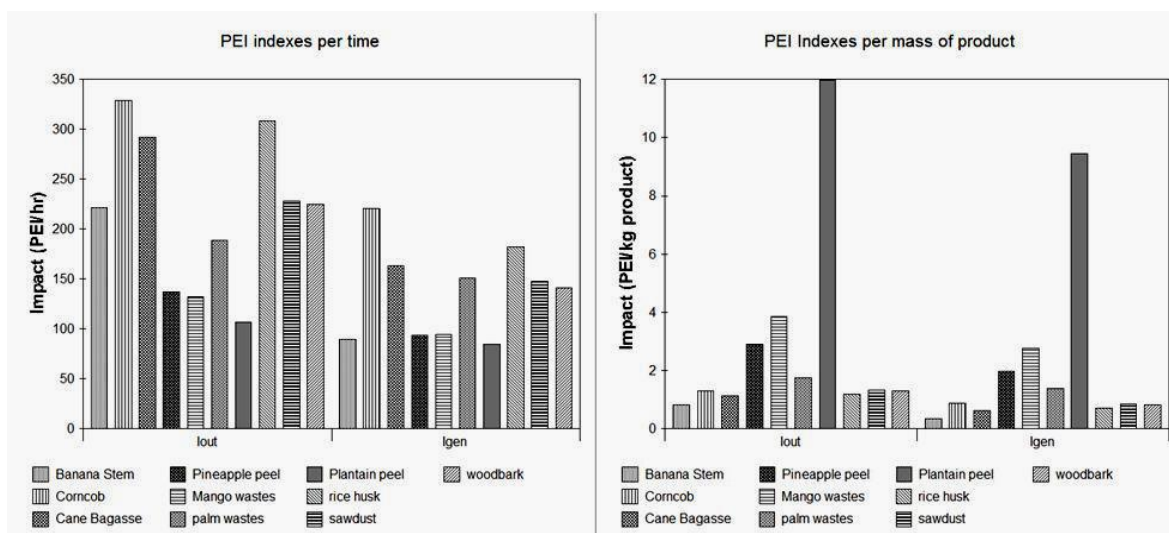


Figura 6. Reducción de impacto ambiental del aprovechamiento de residuos

La figura 7 muestra aspectos específicos que contribuyen al impacto ambiental. Los valores del PEI en el caso de los residuos agroindustriales se ve fuertemente afectado por el potencial de oxidación química debido a la habilidad del material orgánico y algunos componentes en el proceso de reaccionar en el agua, lo cual reduce la cantidad de oxígeno disuelto disponible.

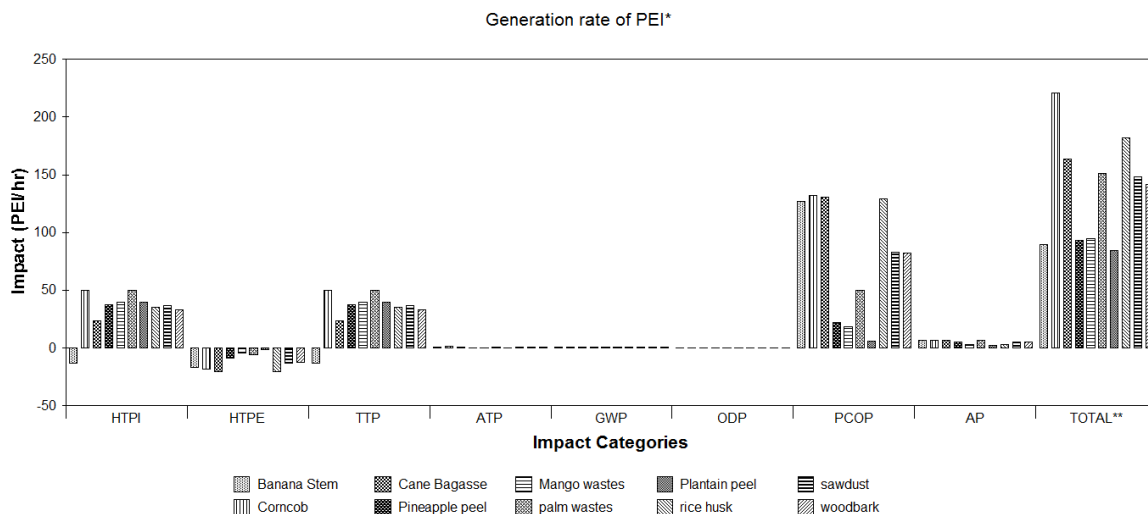


Figura 7. Potencial Impacto ambiental general en categorías específicas.

La figura 8 muestra la contribución de la energía en el PEI total en la producción de etanol. La contribución promedio de la energía en el impacto ambiental es 4.3%, mucho menos de lo apreciado por el proceso de producción de glucosa. Particularmente la energía requerida para la transformación cáscara de plátano corresponde al 3.4% del impacto ambiental total.

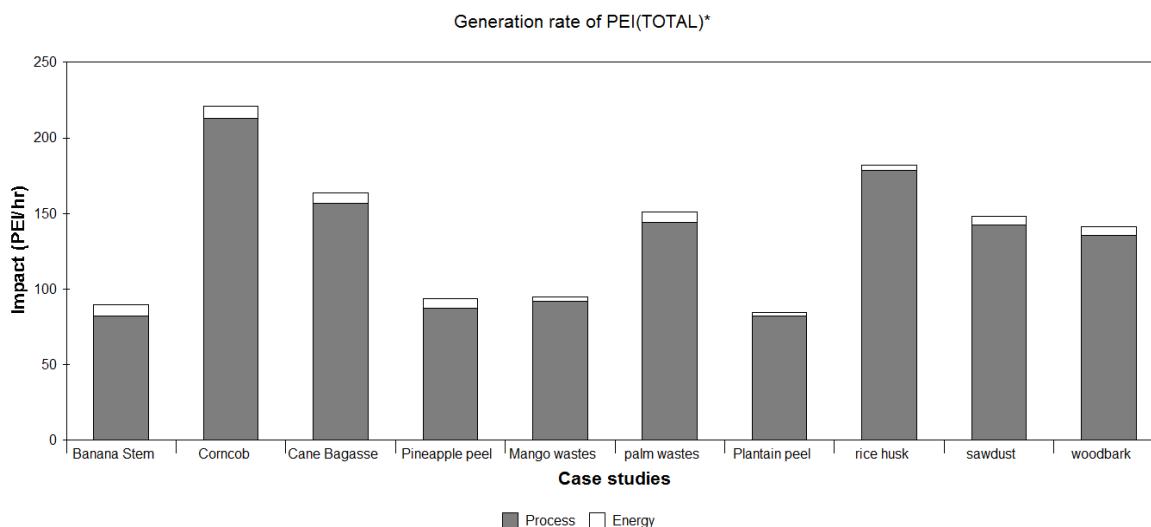


Figura 8. Impacto ambiental del proceso y consumo de energía.

REFERENCIAS

[1] United States Environmental Protection Agency, Environmental Optimization Using the WASTE Reduction Algorithm (WAR). 2011. <http://nepis.epa.gov>

[2] Academia Colombiana de Ciencias Exactas, Físicas Y Naturales (Accefyn), Factores de Emisión de los Combustibles Colombianos, UPME, 2003

[3] Center for Latin American Logistics Innovation, Medición de Huella de de Carbono en la Industria Colombiana de Alimentos, 2009.

[4] Hainer Amaranto Sanjuán, Cálculo del Factor de Emisión de CO₂ del Sistema Eléctrico Interconectado Nacional para Determinar la Línea Base De Proyectos MDL, Unidad de Planeación Minero Energética, Ministerio de Minas y Energía Republica de Colombia, 2010.

CONCLUSIONES GENERALES

- Caldas es el departamento que presenta el menor costo de mano de obra aplicado a la logística de transporte de la materia prima.
- Manizales se caracteriza por ser el centro de acopio con el menor costo de transporte de 51.19 \$/kg de plátano.
- La recolección de materia prima desde Pensilvania es la que genera mayor producción de CO₂ equivalente con 13.57 kgCO₂/ton de plátano.
- Se pueden alcanzar conversiones promedio de 95% para la producción de glucosa a partir de pulpa de plátano.
- La concentración de azúcares utilizando una dilución de 208 g/L de pulpa puede llegar a ser de 68g/L
- La viscosidad máxima alcanzada en el sistema puede llegar a ser de 160700 cp
- Los costos por pérdida generados en el almacenaje de material puede llegar a ser de 56 mil pesos, sin embargo los costos por refrigeración y evitar pérdidas puede llegar a ser de 785 mil pesos dependiendo de la temperatura exterior.
- Se pueden llegar a requerir hasta 6.44 L/min de agua para lavado diario del plátano. Y tanques alrededor de 5 m³.
- El proceso puede alcanzar una producción 226 kg de glucosa por tonelada de plátano. Para esto se requieren reactores entre 570 y 5700 litros.
- Se pueden requerir más de 82000 vatios para poder agitar el sistema cuando la viscosidad llega a su pico en el minuto 200 de reacción.
- El sistema de separación requiere dos tipos de centrifuga: de cesta y de discos. El sistema de concentración debe consistir de un sistema de evaporación de etapas múltiples.
- El aprovechamiento de la cáscara de plátano puede producir un potencial energético por la producción de etanol, hidrogeno y metano entre 756 a 1455 KJ/kg.
- La producción de 1 tonelada de glucosa mensual no produce ganancias y saldo de deuda en un plazo de 5 años. La adopción de 5 toneladas mensuales de glucosa genera ganancias que permiten disminuir la deuda pero no saldarla. La producción aproximada de 26 toneladas mensuales genera ganancias alrededor de mil millones de pesos anuales y el pago de la deuda para el tercer año.

RECOMENDACIONES

Es importante considerar un algoritmo que resuma el comportamiento para cada escala en función de tendencias no lineales expresadas por los resultados de rendimientos, tamaños, costos y pérdidas. Esto con el fin de evaluar escalas intermedias y escalas superiores con el fin de cubrir una demanda más apropiada de acuerdo a los requerimientos nacionales.

Es importante implementar un sistema de optimización. Se debe considerar nuevos equipos y diseños que disminuyan las pérdidas de calor. El sistema evaluado en una mayor escala puede requerir un arreglo en continuo para esto se puede utilizar el reactor tipo tornillo de Bernoulli.

Los precios de la materia prima están sujetos a convenios de compra por más de un año con demandas superiores a 5 toneladas para cada organización.